

APPENDIX A

NERACA MASSA

Basis perhitungan :

- Waktu yang digunakan dalam perhitungan adalah 1 jam.
- Proses beroperasi 24 jam sehari dengan basis kapasitas kulit jeruk yang digunakan adalah 10 ton per jam.

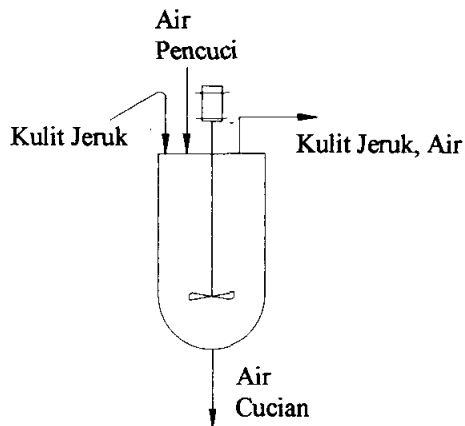
Data komposisi komponen *essential oil* pada kulit jeruk keprok (*Citrus Aurtifolia*) diambil dari [57], dan ditampilkan pada Tabel A-1 di bawah ini:

Tabel A-1. Komposisi Komponen *Essential oil* dalam Kulit Jeruk Keprok (*Citrus Aurtifolia*)

No	Komponen	Formula	Berat Molekul	% Berat awal
1	β -Pinene	$C_{10}H_{16}$	136,24	6,45
2	Limonene	$C_{10}H_{16}$	136,24	45,16
3	γ -Terpinene	$C_{10}H_{16}$	136,24	9,34
4	<i>Hydrocarbon terpene</i> lain	$C_{10}H_{16}$	136,24	5,60
5	Linalool	$C_{10}H_{17}OH$	154,25	13,75
6	Linalyl Acetate	$CH_3CO_2C_{10}H_{17}$	196,29	18,68
7	<i>Oxygenated Hydrocarbon</i> lain	$CH_3CO_2C_{10}H_{17}$	196,29	1,02
				100,00

Untuk komponen bernomor 1 – 5 termasuk dalam golongan *hydrocarbon terpene*, sedangkan untuk komponen bernomor 5 – 7 termasuk dalam golongan *oxygenated hydrocarbon terpene*.

1. Neraca Massa di Tangki Pencuci (F-120)



Fungsi: Membersihkan kotoran-kotoran yang menempel pada kulit jeruk.

Data:

- Dari [19] diperoleh data:

Kandungan *essential oil* = 2,3% massa kulit jeruk

Kadar air bahan = 12% massa kulit jeruk

Kandungan pengotor = 0,5% massa kulit jeruk

Air proses yang digunakan = ± 20 kali massa padatan

Retention liquid = 7% massa kulit jeruk

- Dari **Tabel A-1** dapat dihitung massa masing-masing komponen *essential oil*.

Massa *essential oil* = $2,3\% \times 10.000 \text{ kg/jam}$
 = 230 kg/jam

Massa air = $12\% \times 10.000 \text{ kg/jam}$
 = 1.200 kg/jam

$$\text{Massa pengotor} = 0,5\% \times 10.000$$

$$= 50 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa padatan kering} = (100-2,3-12-0,5)\% \times 10.000 \text{ kg/jam}$$

$$= 8.520 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa komponen Limonene} = 45,16\% \times 230 \text{ kg/jam}$$

$$= 103,868 \text{ kg/jam}$$

Massa komponen *essential oil* lainnya dapat dihitung dengan menggunakan persamaan di bawah ini:

$$\text{Massa komponen } \textit{essential oil} = \% \text{ berat} \times (\text{massa } \textit{essential oil}) \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa air pencuci yang digunakan} = 20 \times 10.000 \text{ kg/jam}$$

$$= 200.000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa air tertahan dalam matriks kulit jeruk} = 7\% \times 10.000 \text{ kg/jam}$$

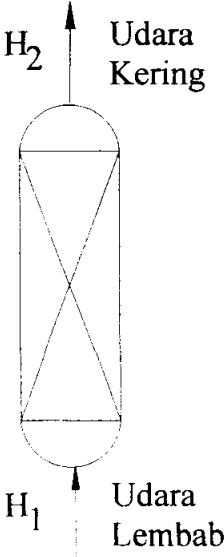
$$= 700 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total massa air dalam kulit jeruk setelah pencucian} = (1200 + 700) \text{ kg/jam}$$

$$= 1.900 \text{ kg/jam}$$

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
Dari Gudang Bahan Baku (F-110)		Menuju ke Tray Dryer (B-130)	
Kulit jeruk	10.000,000	Kulit jeruk	10.650,000
Padatan kering	8.520,000	Padatan kering	8.520,000
β-Pinene	14,835	β-Pinene	14,835
Limonene	103,868	Limonene	103,868
γ-Terpinene	21,482	γ-Terpinene	21,482
H. Terpene lain	12,880	H. Terpene lain	12,880
Linalool	31,625	Linalool	31,625
Linalyl Acetate	42,964	Linalyl Acetate	42,964
O. H. Terpene lain	2,346	O. H. Terpene lain	2,346
Air dalam kulit jeruk	1.200,000	Air dalam kulit jeruk	1.900,000
Pengotor	50,000		
Dari tangki air proses		Menuju penampungan limbah	
Air proses	200.000,000	Air Proses	199.350,000
		Air cucian	199.300,000
		Pengotor	50,000
Total Masuk	210.000,000	Total Keluar	210.000,000

2. Neraca Massa di Menara Adsorber (D-132)



Fungsi: Mengurangi kadar air dari udara masuk, sehingga udara kering yang dihasilkan dapat digunakan sebagai *drying medium* pada *Tray Dryer*.

Data :

- Udara luar yang masuk adsorber adalah udara lembab.
- Sebagai adsorben digunakan silika gel yang mempunyai efisiensi dalam *packed column* sebesar 0,1195 kg sisa uap air/kg uap air mula-mula [58].
- Udara masuk bersuhu 40°C, dengan

$$P_{Ai} = 5,84 \text{ kPa} \quad [38]$$

$$P_{As} = 7,384 \text{ kPa} \quad [18, \text{App. A.2-9}]$$

$$P = \text{tekanan total} = 101,325 \text{ kPa}$$

- Basis: 1 kg udara kering

$$H_1 = \frac{\text{BM air}}{\text{BM udara}} \times \frac{P_{Ai}}{P - P_{Ai}} \quad [18]$$

$$= \frac{18,02}{28,97} \times \frac{P_{Ai}}{P - P_{Ai}} = \frac{18,02}{28,97} \times \frac{5,84}{101,325 - 5,84}$$

$$H_1 = 0,038 \text{ kg uap air/kg udara kering}$$

$$\text{Kadar air di dalam udara mula-mula} = H_1 = 0,038 \frac{\text{kg uap air mula - mula}}{\text{kg udara kering}}$$

$$\text{Kadar air dalam udara keluar menara adsorber} = H_2$$

$$H_2 = 0,1195 \frac{\text{kg sisa uap air}}{\text{kg uap air mula - mula}} \times 0,038 \frac{\text{kg uap air mula - mula}}{\text{kg udara kering}}$$

$$H_2 = 4,541.10^{-3} \frac{\text{kg sisa uap air}}{\text{kg udara kering}}$$

$$H_2 = 4,541.10^{-3} = \frac{\text{BM air}}{\text{BM udara}} \times \frac{P_{A2}}{P - P_{A2}}$$

$$4,541.10^{-3} = \frac{18,02}{28,97} \times \frac{P_{A2}}{101,325 - P_{A2}}$$

$$P_{A2} = 0,735 \text{ kPa}$$

$$H_R = 100 \times \frac{P_A}{P_{AS}} \quad [18]$$

$$H_R = 100 \times \frac{0,735}{7,384} = 9,95\% \approx 10\%$$

Dari **Neraca Massa di Tray Dryer (B-130)**, diperoleh:

udara kering yang dibutuhkan = 26.662,531 kg/jam

Udara lembab masuk menara adsorber

$$= (1 \text{ kg udara kering} + 0,038 \frac{\text{kg uap air}}{\text{kg udara kering}}) \times 26.662,531 \frac{\text{kg udara kering}}{\text{jam}}$$

$$= 27.675,707 \text{ kg udara lembab/jam}$$

Udara kering yang dibutuhkan untuk masuk ke *Tray Dryer* adalah udara yang keluar dari adsorber, sehingga

$$\text{Massa uap air yang keluar dari adsorber} = H_2 \times \text{udara kering}$$

$$= 4,541.10^{-3} \frac{\text{kg sisa uap air}}{\text{kg udara kering}} \times 26.662,531 \frac{\text{kg udara kering}}{\text{jam}}$$

$$= 121,075 \text{ kg uap air/jam}$$

Massa uap air yang teradsorb oleh *silica gel* di dalam menara adsorber (D-132)

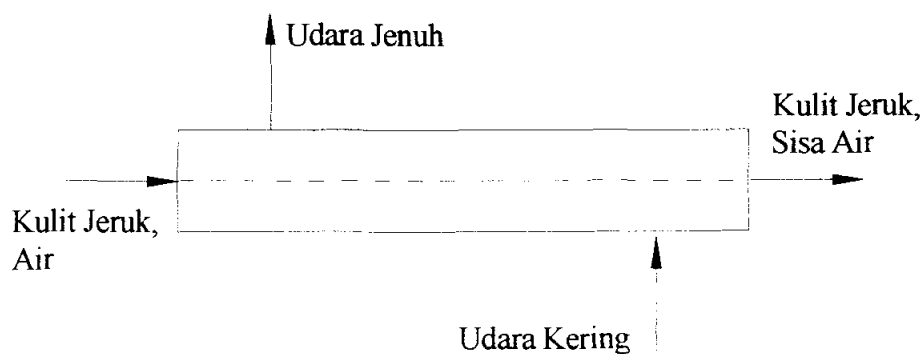
$$= (\text{massa uap air masuk} - \text{massa uap air keluar}) \text{ menara adsorber}$$

$$= (0,038 \frac{\text{kg uap air}}{\text{kg udara kering}} \times 26.662,531 \frac{\text{kg udara kering}}{\text{jam}}) - 121,075 \frac{\text{kg uap air}}{\text{jam}}$$

$$= 892,101 \text{ kg uap air/jam}$$

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
Dari udara luar		Menuju ke Tray Dryer (B-130)	
Udara lembab	27.675,707	Udara keluar	
		menara adsorber	26.783,606
		Udara kering	26.662,531
		Air keluar	121,075
		Air teradsorb	892,101
Total masuk	27.675,707	Total Keluar	27.675,707

3. Neraca Massa di Tray Dryer (B-130)



Fungsi: Mengurangi kadar air dalam kulit jeruk setelah proses pencucian, dengan menggunakan udara kering sebagai media dehumidifikasi.

Data:

- Kadar air setimbang untuk kulit jeruk = 0,070 kg air/kg padatan kering pada $H_R = 10\%$ [59]
- Udara kering yang masuk bersuhu 40°C dengan $P_{AS} = 7,384 \text{ Kpa}$.
([18], App. A.2-9)

Pada $H_R = 10\%$, massa air yang terikat pada kulit jeruk

$$= 0,070 \frac{\text{kg air}}{\text{kg padatan kering}} \times 8.520 \text{ kg padatan kering/jam} = 596,400 \text{ kg air/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air yang berpindah ke udara pengering} &= (1900,000 - 596,400) \text{ kg air/jam} \\ &= 1.303,600 \text{ kg air/jam} \end{aligned}$$

Massa udara pengering yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} \frac{1}{H_s} &= \frac{\text{BM udara}}{\text{BM air}} \times \frac{(P - P_{AS})}{P_{AS}} \\ \frac{1}{H_s} &= \frac{28.97}{18.02} \times \frac{(P - P_{AS})}{P_{AS}} \\ &= \frac{28.97}{18.02} \times \frac{(101,325 - 7,384)}{7,384} = 20,453 \frac{\text{kg udara kering}}{\text{kg uap air}} \end{aligned}$$

Untuk menghilangkan 1303,6 kg uap air dibutuhkan

$$= 20,453 \frac{\text{kg udara kering}}{\text{kg uap air}} \times 1303,600 \frac{\text{kg uap air}}{\text{jam}}$$

$$= 26.662,531 \text{ kg udara kering/jam}$$

Dari **Neraca Massa di Menara Adsorber (D-132)**, diketahui bahwa massa udara

$$\text{keluar menara adsorber} = 26.783,606 \text{ kg udara/jam}$$

Udara jenuh keluar *Tray Dryer*

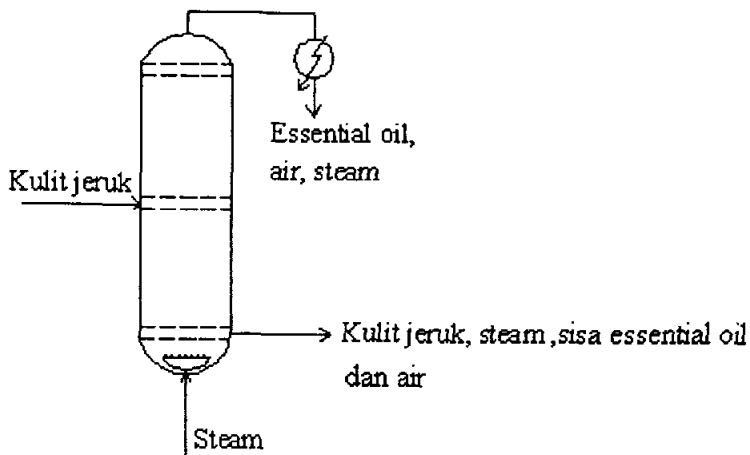
$$= \text{massa udara keluar menara adsorber} + \text{massa air yang berpindah ke udara pengering}$$

$$= 26.783,606 \text{ kg udara/jam} + 1.303,600 \text{ kg air/jam}$$

$$= 28.087,206 \text{ kg udara jenuh/jam}$$

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
<u>Dari Bak Pencuci (F-120)</u>		<u>Menuju ke Rotary Cutter (C-140)</u>	
Kulit jeruk	10.650,000	Kulit jeruk	9.346,400
Padatan kering	8.520,000	Padatan kering	8.520,000
β-Pinene	14,835	β-Pinene	14,835
Limonene	103,868	Limonene	103,868
γ-Terpinene	21,482	γ-Terpinene	21,482
H. Terpene lain	12,880	H. Terpene lain	12,880
Linalool	31,625	Linalool	31,625
Linalyl Acetate	42,964	Linalyl Acetate	42,964
O. H. Terpene lain	2,346	O. H. Terpene lain	2,346
Air	1.900,000	Air	596,400
<u>Dari Menara Adsorber (D-132)</u>		<u>Keluar Proses</u>	
Udara keluar menara adsorber	26.783,606	Udara jenuh	28.087,206
Total masuk	37.433,606	Total keluar	37.433,606

4. Neraca Massa di Destilasi Uap (D-210)



Fungsi: Mengambil *essential oil*, terutama komponen limonene dari dalam kulit jeruk dengan menggunakan *steam* sebagai media pengekstrak.

Data:

- Distilasi uap dilakukan selama 5 jam dengan efisiensi sebesar 64% [26].
- Dari Tabel A-1 didapatkan bahwa kandungan *essential oil* di dalam kulit jeruk terdiri dari 66,55% *Hydrocarbon terpene* dan 33,45% *Oxygenated Hydrocarbon terpene*.
- Berdasarkan data dari [60] dikatakan bahwa 95,65 % komponen *Hydrocarbon terpene* akan terekstrak, sedangkan komponen *Oxygenated Hydrocarbon terpene* akan terekstrak 94,22 %.
- Berdasarkan data dari [60] dikatakan bahwa massa air yang teruapkan dalam proses destilasi uap adalah 98 % dari massa air yang terkandung di dalam kulit jeruk.

- Dari [19] diperoleh data perbandingan *solid* dengan *steam* yang dipakai adalah 1 : 5.
- Asumsi : *Steam* tertahan dari proses destilasi uap adalah 5 % dari massa kulit jeruk total. Asumsi ini diambil karena kulit jeruk sendiri awalnya memiliki kadar air 12 % Sedangkan kadar air *equilibrium* adalah 7 % sehingga air yang mungkin dapat terserap ke dalam kulit jeruk adalah 5 %.

Massa masuk distilasi = massa padatan kering + komponen dalam kulit jeruk

$$\begin{aligned} &= (8.520+14,835+103,868+21,482+12,880+31,625 \\ &\quad +42,964+2,346+596,400) \text{ kg} \\ &= 9346,400 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa *essential oil* = massa komponen-komponen dalam kulit jeruk

$$\begin{aligned} &= (14,835+103,868+21,482+12,880+31,625+42,964+2,346) \text{ kg} \\ &= 230 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa *hydrocarbon terpene* di dalam minyak = 66,55% x 230 kg

$$= 153,065 \text{ kg}$$

Massa *hydrocarbon terpene* yang tereksrak = 95,65% x 153,065

$$= 146,407 \text{ kg}$$

Massa *oxygenated hydrocarbon terpene* di dalam minyak = 33,45% x 230

$$= 76,935 \text{ kg}$$

Massa *oxygenated hydrocarbon terpene* yang terekstrak

$$= 94,22\% \times 76,935 \text{ kg}$$

$$= 72,488 \text{ kg}$$

Massa air yang teruapkan = 98 % x massa air di dalam kulit jeruk

$$= 98\% \times 596,400 \text{ kg air}$$

$$= 584,472 \text{ kg air}$$

Komponen – komponen hydrocarbon terpene dan oxygenated hydrocarbon terpene dapat dihitung menggunakan persamaan di bawah ini:

Massa komponen terekstrak = % massa komponen terekstrak x massa komponen

Massa β -Pinene yang terekstrak = 95,65% x 14,835 kg

$$= 14,190 \text{ kg}$$

Dengan menggunakan persamaan yang sama, komponene *hydrocarbon terpene* dan *oxygenated terpene* lainnya dapat dihitung.

Steam yang dipakai = 5 x massa masuk destilasi uap

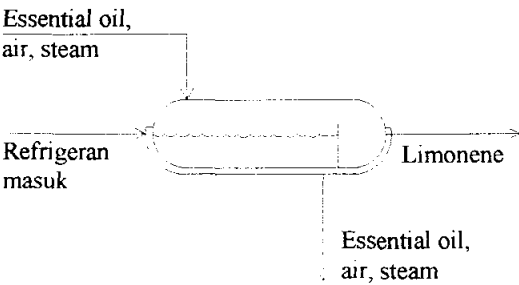
$$= 5 \times 9346,4 \text{ kg} = 46.732,000 \text{ kg}$$

Steam yang tertahan di dalam kulit jeruk = 5% x 9346,4 kg

$$= 467,320 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
Dari Screen (C-150)		Menuju ke Settling Tank (H-220)	
Kulit jeruk	9.346,400	Essential oil	218,896
Padatan kering	8.520,000	β-Pinene	14,190
β-Pinene	14,835	Limonene	99,350
Limonene	103,868	γ-Terpinene	20,548
γ-Terpinene	21,482	H. Terpene lain	12,320
H. Terpene lain	12,880	Linalool	29,797
Linalool	31,625	Linalyl Acetate	40,481
Linalyl Acetate	42,964	O. H. Terpene lain	2,210
O. H. Terpene lain	2,346	Air	584,472
Air	596,400	Steam	46.264,680
Dari Boiler		Menuju Penampungan limbah	
Steam	46.732,000	Kulit jeruk	8.543,032
		Padatan kering	8.520,000
		β-Pinene	0,645
		Limonene	4,518
		γ-Terpinene	0,934
		H. Terpene lain	0,560
		Linalool	1,828
		Linalyl Acetate	2,483
		O. H. Terpene lain	0,136
		Air	11,928
		Steam	467,320
Total Masuk	56.078,400	Total Keluar	56.078,400

5. Neraca Massa di Settling Tank dengan Refrigerasi (H-220)



Fungsi: Mendapatkan limonene yang telah terpisah dari campuran *essential oil* dalam fase cair. Pada saat campuran *essential oil* dibekukan di atas titik leleh limonene di dalam *settling tank*, maka limonene yang bertitik leleh paling rendah akan tetap berada dalam fase cair.

Data :

- Asumsi : Limonene yang terikat pada campuran *essential oil* adalah 7,5%. Asumsi ini diambil berdasarkan keberadaan komponen lain yang terdapat pada campuran *essential oil* yang dapat membentuk komposisi setimbang dengan limonene dan tidak dapat terpisah.

Limonene yang terikat pada campuran *essential oil*

$$= 7,5\% \times \text{massa limonene}$$

$$= 7,5\% \times 99,350 \text{ kg}$$

$$= 7,451 \text{ kg}$$

Limonene yang terpisah dari campuran

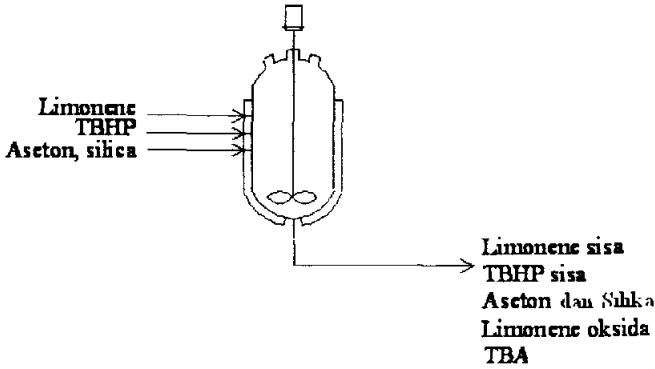
$$= \text{massa limonene masuk} - \text{massa limonene terikat pada campuran } \textit{essential oil}$$

$$= (99,350 - 7,451) \text{ kg}$$

$$= 91,899 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
<u>Dari Destilasi Uap (D-210)</u>		<u>Menuju Tangki Penampung Limonene Sementara (F-230)</u>	
<i>Essential oil</i>	218,896	<i>Limonene</i>	91,899
β-Pinene	14,190		
Limonene	99,350		
γ-Terpinene	20,548		
H. Terpene lain	12,320		
Linalool	29,797		
Linalyl Acetate	40,481		
O. H. Terpene lain	2,210		
<i>Air</i>	584,472		
<i>Steam</i>	46.264,680		
		<u>Menuju Penampungan Limbah</u>	
		<i>Essential oil</i>	126,997
		β-Pinene	14,190
		Limonene	7,451
		γ-Terpinene	20,548
		H. Terpene lain	12,320
		Linalool	29,797
		Linalyl Acetate	40,481
		O. H. Terpene lain	2,210
		<i>Air</i>	584,472
		<i>Steam</i>	46.264,680
Total Masuk	47.068,048	Total keluar	47.068,048

6. Neraca Massa di Reaktor (R-310)



Fungsi: Mereaksikan limonene dengan Tersier Butil Hidroperoksida (TBHP) sehingga dihasilkan limonene oksida dan Tersier Butil Alkohol (TBA).

Data:

- Dari [2] diperoleh data sebagai berikut:
 - Konversi reaksi = 75% mol
 - Mol TBHP yang digunakan mula-mula harus berlebih 25% dari yang diperlukan.
- Dari [36], diperoleh data sebagai berikut:
 - BM limonene = 136 kg/kg mol
 - BM TBHP = 90,122 kg/kgmol
 - BM limonene oksida = 152 kg/kgmol
 - BM TBA = 74,123 kg/kgmol
- Dari [2] diperoleh bahwa pelarut katalis yang digunakan adalah aseton.
- Berdasarkan [61] diperoleh bahwa :
 - Persentase katalis secara umum = 0,5 % massa komponen masuk reaktor.
 - Perbandingan pelarut katalis dengan katalis yang digunakan = 3 : 1

Massa limonene mula-mula = 91,899 kg

$$\begin{aligned}\text{Mol limonene mula-mula} &= \frac{\text{massa limonene}}{\text{BM limonene}} \\ &= \frac{91,899}{136} = 0,675728 \text{ kmol} = 675,728 \text{ mol}\end{aligned}$$

Mol limonene yang bereaksi dengan TBHP = $75\% \times 675,728 \text{ mol} = 506,796 \text{ mol}$

Mol TBHP mula-mula yang digunakan

= $1,25 \times \text{mol yang dibutuhkan untuk bereaksi dengan limonene}$

= $1,25 \times 506,796 \text{ mol} = 633,495 \text{ mol}$

Massa TBHP mula-mula = mol TBHP mula-mula x BM TBHP

= $(633,495:1000) \text{ kmol} \times 90,122 \text{ kg/kgmol}$

= 57,092 kg

	Limonene	+	TBHP	→	Limonene Oksida	+	TBA
m :	675,728 mol		633,495 mol				
r :	506,796 mol		506,796 mol		506,796 mol		506,796 mol
s :	168,932 mol		126,699 mol		506,796 mol		506,796 mol

Massa limonene sisa = mol limonene sisa x BM limonene

= $(168,932:1000) \text{ kmol} \times 136 \text{ kg/kgmol}$

= 22,975 kg

Massa TBHP sisa = mol TBHP sisa x BM TBHP

= $(126,699:1000) \text{ kmol} \times 90,122 \text{ kg/kgmol}$

= 11,418 kg

Massa limonene oksida yang dihasilkan = (mol x BM) limonene oksida

= $(506,796/1000) \text{ kmol} \times 152 \text{ kg/kgmol}$

= 77,033 kg

Massa TBA yang dihasilkan = (mol x BM) TBA

$$= (506,796:1000) \text{ kmol} \times 74,123 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 37,565 \text{ kg}$$

Massa silika = 0,5 % x massa komponen masuk reaktor

$$= 0,5 \% \times (91,899+57,092) \text{ kg}$$

$$= 0,745 \text{ kg}$$

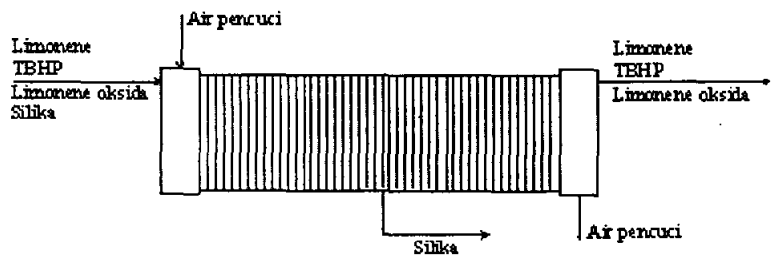
Massa aseton = 3 x massa silika

$$= 3 \times 0,745 \text{ kg}$$

$$= 2,235 \text{ kg}$$

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
<u>Dari Tangki Penampung Limonene Sementara (F-230)</u>		<u>Menuju ke Plate and Frame Filter Press (H-330)</u>	
Limonene	91,899	Sisa Reaksi	34,393
		Limonene sisa	22,975
		TBHP sisa	11,418
		Hasil Reaksi	114,598
		Limonene Oksida	77,033
		TBA	37,565
		Katalis dan Pelarut	2,98
		Silika	0,745
		Aseton	2,235
<u>Dari Tangki TBHP (F-314)</u>			
TBHP	57,092		
<u>Dari Tangki Larutan Aseton-Silika (F-312)</u>			
Katalis dan Pelarut	2,98		
Silika	0,745		
Aseton	2,235		
Total masuk	151,971	Total keluar	151,971

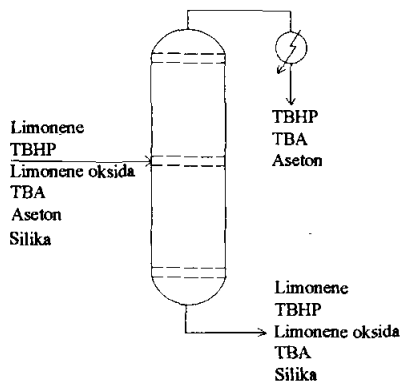
7. Neraca Massa di *Plate and Frame Filter Press* (H-320)



Fungsi : untuk memisahkan silika dari campuran.

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
<u>Dari Reaktor (R-310)</u>		<u>Menuju Menara Destilasi (D-330)</u>	
Sisa Reaksi	34,393	Campuran	151,226
Limonene sisa	22,975	Limonene	22,975
TBHP sisa	11,418	TBHP	11,418
Hasil Reaksi	114,598	Limonene Oksida	77,033
Limonene Oksida	77,033	TBA	37,565
TBA	37,565	Aseton	2,235
Katalis dan Pelarut	2,98	<u>Menuju Penampungan Limbah</u>	
Silika	0,745	Cake	0,745
Aseton	2,235	Silika	0,745
Total masuk	151,971	Total keluar	151,971

8. Neraca Massa di Menara Destilasi (D-330)



Fungsi: Memisahkan TBA dan aseton dari campuran.

Data:

Dari [36], diperoleh data sebagai berikut :

Titik didih :

- Limonene = 175 °C
- Limonene oksida = 177 °C
- TBHP = 132,5 °C
- TBA = 82,57 °C
- Aseton = 56,44 °C

Melalui data di atas, dapat dilihat jika TBA, aseton dan TBHP dapat dipisahkan dari campuran pada suhu antara TBHP dan limonene. Pada plot yang dihasilkan ChemCAD ternyata dapat dilihat bahwa TBHP Dan limonene hanya dapat dipisahkan hingga 70% mol.

Komposisi destilat (Fraksi massa destilat / X_D) :

$$\text{TBHP} = 12,1 \%$$

$$\text{Limonene} = 7,8 \%$$

$$\text{TBA} = 75,6 \%$$

$$\text{Aseton} = 4,5 \%$$

Komposisi residu (Fraksi massa residu / X_W) :

$$\text{Limonene} = 18,8 \%$$

$$\text{TBHP} = 5,3 \%$$

$$\text{Limonene oksida} = 75,9 \%$$

Neraca massa total kolom destilasi :

$$F = D + W$$

$$151,226 = D + W$$

Neraca massa komponen TBA :

$$X_F \cdot F = X_D \cdot D + X_W \cdot W$$

$$37,565 = 0,756 \cdot D$$

$$D = 49,701 \text{ kg/jam}$$

$$W = 101,525 \text{ kg/jam}$$

Massa TBA di destilat = 37,565 kg/jam

Massa TBA di residu = 0 kg/jam

Massa dari komponen-komponen yang lain dapat dihitung dengan menggunakan cara yang sama.

Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
<u>Dari Plate and Frame Filter Press (H-320)</u>		<u>Menuju Tangki Penampung Produk Sampingan (F-350)</u>	
Campuran	151,226	Destilat	49,701
Limonene	22,975	Limonene	3,893
TBHP	11,418	TBHP	6,008
Limonene Oksida	77,033	Limonene Oksida	0
TBA	37,565	TBA	37,565
Aseton	2,235	Aseton	2,235
		<u>Menuju Tangki Penampung Produk (F-340)</u>	
		Residu	101,525
		Limonene	19,082
		TBHP	5,410
		Limonene Oksida	77,033
		Aseton	0
		TBA	0
Total masuk	151,226	Total keluar	151,226

APPENDIX B

NERACA PANAS

APPENDIX B
NERACA PANAS

Basis:

- 1. Suhu referensi = $T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$
- 2. T udara di Indonesia = $28\text{ }^{\circ}\text{C}$

Karena komponen-komponen *essential oil* dalam kulit jeruk keprok (*Citrus Aurtifolia*) merupakan senyawa organik yang tidak diketahui sifat-sifat dan kapasitas panasnya dari literatur; maka sifat-sifat maupun kapasitas panas masing-masing komponen diestimasi / didekati dengan berbagai persamaan.

Adapaun persamaan / metode yang digunakan dan cara perhitungannya dapat dilihat seperti dibawah ini:

Tabel B.1.Komponen *Essential oil* dalam Kulit Jeruk Keprok (*Citrus Aurtifolia*) [57]

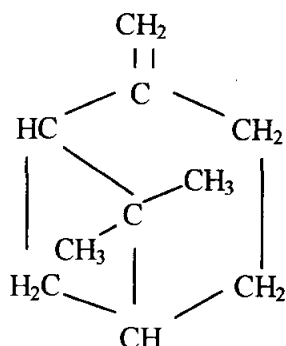
Komponen	Formula	BM	SG	Tb ($^{\circ}\text{C}$)
β -Pinene	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}$	136,24	0,878	154
Limonene	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}$	136,24	0,844	178
γ -Terpinene	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}$	136,24	0,838	173
H. Terpene lain	$\text{C}_{10}\text{H}_{16}$	136,24	0,848	-----
Linalool	$\text{C}_{10}\text{H}_{17}\text{OH}$	154,25	0,868	198
Linalyl Acetate	$\text{CH}_3\text{CO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{17}$	196,29	0,895	220
O.H. Terpene lain	$\text{CH}_3\text{CO}_2\text{C}_{10}\text{H}_{17}$	196,29	0,919	-----

B.1. Estimasi Kapasitas Panas Zat Cair dengan Metode Luria dan Benson [38]

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (Kkal/kgmol}^\circ\text{C)}; T \text{ dalam } ^\circ\text{K}$$

1. β -Pinene; terdiri atas:

$$T_b = 427^\circ\text{K}; \text{ BM} = 136,24$$



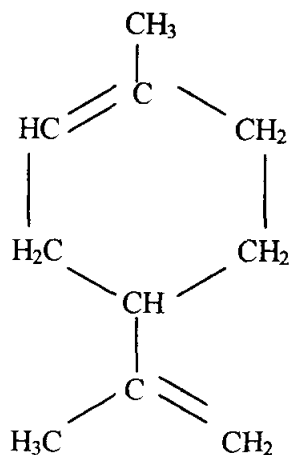
Ikatan	Jumlah	A	B.10 ²	C.10 ⁴	D.10 ⁷
C-(C) ₂ (H) ₂	3 buah	-1,383	7,049	-2,063	2,269
C-(C) ₃ (H)	2 buah	2,489	-4,617	3,181	-4,565
Cd-(C) ₂	1 buah	8,005	-9,456	4,620	-0,1926
C-(C) ₄	1 buah	9,116	-23,540	12,870	-19,060
C-(C)(H) ₃	2 buah	8,459	0,2113	-0,5605	1,723
Cd-(H) ₂	1 buah	8,153	1,776	-1,526	2,542

$$\begin{aligned}
 C_p = & [3(-1,383)+2(2,489)+(8,005)+(9,116)+2(8,459)+(8,153)] + [3(7,049) \\
 & +2(-4,617)+(-9,456)+(-23,54)+2(0,2113)+(1,776)].10^{-2}.T + [3(-2,063) \\
 & +2(3,181)+(4,620)+(12,87)+2(-0,5605)+(-1,526)].10^{-4}.T^2 + [3(2,269) \\
 & +2(-4,565)+(-0,1926)+(-19,06) +2(1,723)+(2,542)].10^{-7}.T^3
 \end{aligned}$$

$$C_p = 43,021 - 1,246.10^{-2}.T + 15,016.10^{-4}.T^2 - 20,632.10^{-7}.T^3$$

2. **Limonene**; terdiri atas:

Tb = 451°K; BM = 136,24



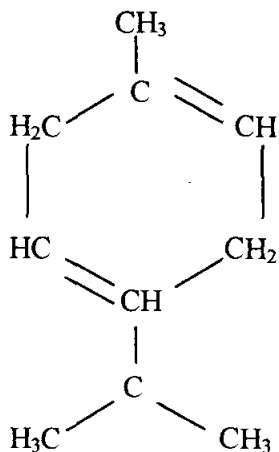
Ikatan	Jumlah	A	B.10 ²	C.10 ⁴	D.10 ⁷
C-(C) ₂ (H) ₂	3 buah	-1,383	7,049	-2,063	2,269
Cd-(C) ₂	2 buah	8,005	-9,456	4,620	-0,1926
C-(C)(H) ₃	2 buah	8,459	0,2113	-0,5605	1,723
C-(C) ₃ (H)	1 buah	2,489	-4,617	3,181	-4,565
Cd-(H) ₂	1 buah	8,153	1,776	-1,526	2,542
Cd-(C)(H)	1 buah	5,729	-1,228	0,6036	-0,1926

$$\begin{aligned}
 C_p = & [3(-1,383)+2(8,005)+2(8,459)+(2,489)+(8,153)+(5,729)] + [3(7,049) \\
 & +2(-9,456)+2(0,2113)+(-4,617)+(1,776)+(-1,228)].10^{-2}.T + [3(-2,063) \\
 & +2(4,620)+2(-0,5605)+(3,181)+(-1,526)+(0,6036)].10^{-4}.T^2 + [3(2,269) \\
 & +2(-0,1926)+2(1,723)+(-4,565) +(2,542)+(-0,1926)].10^{-7}.T^3
 \end{aligned}$$

$$C_p = 45,213 - 1,411.10^{-2}.T + 4,188.10^{-4}.T^2 + 7,652.10^{-7}.T^3$$

3. γ -Terpinene; terdiri atas:

Tb = 446°K; BM = 136,24



Ikatan	Jumlah	A	B.10 ²	C.10 ⁴	D.10 ⁷
C-(C) ₂ (H) ₂	2 buah	-1,383	7,049	-2,063	2,269
Cd-(C) ₂	2 buah	8,005	-9,456	4,620	-0,1926
C-(C)(H) ₃	3 buah	8,459	0,2113	-0,5605	1,723
C-(C) ₃ (H)	1 buah	2,489	-4,617	3,181	-4,565
Cd-(C)(H)	2 buah	5,729	-1,228	0,6036	-0,1926

$$\begin{aligned}
 \text{Cp} = & [2(-1,383)+2(8,005)+3(8,459)+(2,489)+2(5,729)] + [2(7,049) \\
 & +2(-9,456)+3(0,2113)+(-4,617)+2(-1,228)].10^{-2}.T + [2(-2,063) \\
 & +2(4,620)+3(-0,5605)+(3,181)+2(0,6036)].10^{-4}.T^2 + [2(2,269) \\
 & +2(-0,1926)+3(1,723)+(-4,565)+2(-0,1926)].10^{-7}.T^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Cp} = 52,69 - 11,253.10^{-2}.T + 7,821.10^{-4}.T^2 + 4,372.10^{-7}.T^3$$

4. *Hydrocarbon Terpene lain*

$$\begin{aligned}
 \text{Cp} = & \frac{1}{3}(\text{Cp}_{\beta\text{-Pinene}} + \text{Cp}_{\text{Limonene}} + \text{Cp}_{\gamma\text{-Terpinene}}) \\
 = & \frac{1}{3} [(43,021+45,213+52,69) + (-1,246-1,411-11,253).10^{-2}.T + \\
 & (15,016+4,188+7,821).10^{-4}.T^2 + (-20,632+7,652+4,372).10^{-7}.T^3]
 \end{aligned}$$

$$C_p = 46,975 - 4,637 \cdot 10^{-2} \cdot T + 9,008 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 2,869 \cdot 10^{-7} \cdot T^3$$

5. **Linalool**; terdiri atas:

Ikatan	Jumlah	A	B.10 ²	C.10 ⁴	D.10 ⁷
C-(C) ₂ (H) ₂	2 buah	-1,383	7,049	-2,063	2,269
Cd-(C)(H)	2 buah	5,792	-1,228	0,6036	-0,1926
C-(C)(H) ₃	3 buah	8,459	0,2113	-0,5605	1,723
C-(C) ₄	1 buah	9,116	-23,540	12,870	-19,060
Cd-(C) ₂	1 buah	8,005	-9,456	4,620	-0,1926
Cd-(H) ₂	1 buah	8,153	1,776	-1,526	2,542

Cp-OH(T)	Jumlah	-25°C	0 °C	25 °C	50 °C	100 °C
-OH	1 buah	6,5	8	10,5	12,5	17

$$\begin{aligned}
 C_p &= [2(-1,383)+2(5,792)+3(8,459)+(9,116)+(8,005)+(8,153)] + [2(7,049) \\
 &\quad +2(-1,228)+3(-0,2113)+(-23,54)+(-9,456)+(1,776)] \cdot 10^{-2} \cdot T + [2(-2,063) \\
 &\quad +2(0,6036)+3(-0,5605)+(12,87)+(4,620)+(-1,526)] \cdot 10^{-4} \cdot T^2 + [2(2,269) \\
 &\quad +2(-0,1926)+3(1,723)+(-19,06)+(-0,1926)+(2,542)] \cdot 10^{-7} \cdot T^3 \\
 C_p &= 59,465 - 18,94 \cdot 10^{-2} \cdot T + 11,364 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 7,39 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + C_{p-OH}(T)
 \end{aligned}$$

6. **Linalyl Acetate**; terdiri atas:

Ikatan	Jumlah	A	B.10 ²	C.10 ⁴	D.10 ⁷
C-(C) ₂ (H) ₂	2 buah	-1,383	7,049	-2,063	2,269
Cd-(C)(H)	2 buah	5,792	-1,228	0,6036	-0,1926
C-(C)(H) ₃	4 buah	8,459	0,2113	-0,5605	1,723
C-(C) ₄	1 buah	9,116	-23,540	12,870	-19,060
Cd-(C) ₂	1 buah	8,005	-9,456	4,620	-0,1926
Cd-(H) ₂	1 buah	8,153	1,776	-1,526	2,542

Cp-OH(T)	Jumlah	-25°C	0 °C	25 °C	50 °C	100 °C
-COO-	1 buah	13,5	13,8	14,1	14,6	15,5

$$\begin{aligned}
 C_p = & [2(-1,383)+2(5,792)+4(8,459)+(9,116)+(8,005)+(8,153)] + [2(7,049) \\
 & +2(-1,228)+3(-0,2113)+(-23,54)+(-9,456)+(1,776)].10^{-2}.T + [2(-2,063) \\
 & +2(0,6036)+4(-0,5605)+(12,87)+(4,620)+(-1,526)].10^{-4}.T^2 + [2(2,269) \\
 & +2(-0,1926)+4(1,723)+(-19,06)+(-0,1926)+(2,542)].10^{-7}.T^3 \\
 C_p = & 67,92 - 18,733.10^{-2}.T + 10,8.10^{-4}.T^2 - 5,67.10^{-7}.T^3 + C_{p\text{-COO}}(T)
 \end{aligned}$$

7. Oxygenated Hydrocarbon Terpene lain

$$C_p = C_{p\text{Linalyl Acetate}}$$

$$C_p = 67,92 - 18,733.10^{-2}.T + 10,8.10^{-4}.T^2 - 5,67.10^{-7}.T^3 + C_{p\text{-COO}}(T)$$

Hasil perhitungan kapasitas panas dari komponen *essential oil* di atas, dan juga kapasitas panas dari CO₂ dan H₂O dapat dituliskan dalam tabel di bawah ini:

Tabel B.2. Kapasitas Panas Komponen *Essential oil*, CO₂ dan H₂O

Komponen	T	Cp (Kkal/kgmol °C)
β-Pinene	°C	$43,021-1,246.10^{-2}T+15,016.10^{-4}T^2-20,672.10^{-7}T^3$
Limonene	°C	$45,213-1,411.10^{-2}T+4,188.10^{-4}T^2+7,652.10^{-7}T^3$
γ-Terpinene	°C	$52,69-11,253.10^{-2}T+7,821.10^{-4}T^2+4,372.10^{-7}T^3$
H.T.lain	°C	$46,975-4,637.10^{-2}T+9,008.10^{-4}T^2-2,869.10^{-7}T^3$
Linalool	°C	$59,47-18,94.10^{-2}T+11,96.10^{-4}T^2-7,39.10^{-7}T^3+C_{p\text{-OH}}$
Linalyl Acetate	°C	$67,92-18,73.10^{-2}T+10,8.10^{-4}T^2-5,67.10^{-7}T^3+C_{p\text{-COO}}$
O.H.T.lain	°C	$67,92-18,73.10^{-2}T+10,8.10^{-4}T^2-5,67.10^{-7}T^3+C_{p\text{-COO}}$
H ₂ O(liq)	°K	$[18,2964+47,212.10^{-2}T-13,388.10^{-4}T^2+13,142.10^{-7}T^3]/4,1868$
CO ₂ (gas)	°C	$[36,11+4,233.10^{-2}T-0,2887.10^{-4}T^2+0,07464.10^{-7}T^3]/4,1868$

Data-data pada Tabel B.3. digunakan untuk perhitungan neraca panas pada *Tray Dryer* sampai dengan *settling tank* dengan refrigerasi yang digunakan dalam proses produksi limonene oksida.

Tabel B.3. Kapasitas Panas Komponen Pada Reaksi Pembuatan Limonene Oksida

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

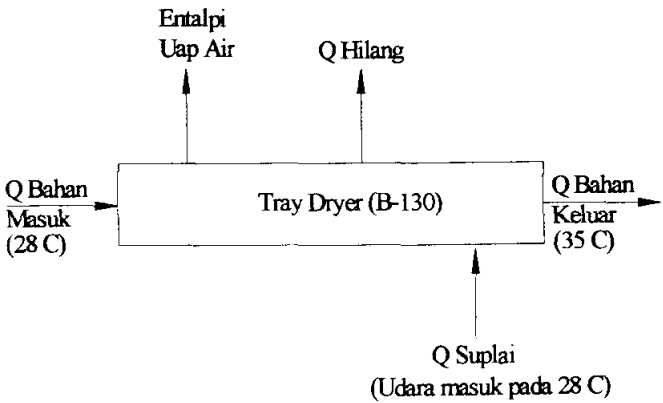
Komponen	T	A	B	C	D
d-limonene	K	64,709	-0,0717	-0,0002	0,0000008
Tersier-Butil Hidroperoksida	K	-4,498423617	2,809305436	-0,0007648	8,05436E-07
Tert-Butanol	K	-73,9025031	1,071534346	-0,003095	3,25834E-06
Acetone	K	11,19661794	0,149641731	-0,0004959	7,06578E-07
Silika	K	0,591860132	0,039462119	-2,311E-05	-
Limonene Oksida	K	20,50563676	0,295476259	-0,0007638	8,50411E-07

Data pada Tabel B.4. dapat digunakan untuk perhitungan neraca panas pada reaktor dan destilasi yang digunakan dalam proses produksi limonene oksida.

1. Tray Dryer (B-130)

Fungsi: Menurunkan kadar air dalam kulit jeruk sebanyak 1.303,600 kg air/jam

dengan menggunakan udara pengering bersuhu 40 °C selama 1 jam.



Data:

- Dari neraca massa, diketahui bahwa:
 - o Massa udara kering yang dibutuhkan = 26.662,531 kg/jam
 - o Suhu udara kering = 40 °C
 - o Humiditas udara masuk = 0,005 kg air/kg udara kering.

- Humiditas keluar udara = 0,053 kg air/kg udara kering.

Asumsi:

- Q loss = 10 % Q suplai

Q Kulit jeruk masuk:

T kulit jeruk masuk = T udara = 28 °C

Panas masuk tiap-tiap komponen dihitung dengan: $Q_{\text{masuk}} = m_{\text{masuk}} \cdot \int_{25}^{28} C_{PL} dT$

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Mol masuk (kgmol/jam)	$\int_{25}^{28} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	Q masuk (Kkal/jam)
β-Pinene	14,835	0,109	131,124	14,278
Limonene	103,868	0,762	135,443	103,261
γ-Terpinene	21,482	0,158	150,798	23,777
H.Terpene lain	12,880	0,095	139,122	13,152
Linalool	31,625	0,205	172,193	35,304
Linalyl Acetate	42,964	0,219	192,513	42,137
O.H.Terpene lain	2,346	0,012	192,513	2,301
Air	1.900,000	105,438	53,677	5.659,631
Q Kulit Jeruk Masuk Total				5.893,841

Q Udara dari Menara Adsorber masuk Tray Dryer

$$Q_{\text{udara masuk}} = G_2 \cdot [1,005 + 1,88 \cdot H_2] \cdot [T_{G2} - 0]$$

$$Q_{\text{udara masuk}} = 26.662,531 \cdot [1,005 + 1,88 \cdot 0,005] \cdot [40 - 0] = 1.080.856,347 \text{ kJ/jam}$$

$$= 258.158,104 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{total masuk}} = 264.051,945 \text{ kJ/jam}$$

Q Kulit Jeruk Keluar:

Kulit jeruk keluar bersuhu 35°C

Panas keluar tiap-tiap komponen dihitung dengan: $Q_{\text{keluar}} = m_{\text{keluar}} \cdot \int_{25}^{35} C_{PL} dT$

Komponen	Massa keluar (kg/jam)	Mol keluar (kgmol/jam)	$\int_{25}^{35} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	Q_{keluar} (Kkal/jam)
β -Pinene	14,835	0,109	439,539	47,861
Limonene	103,868	0,762	451,913	344,534
γ -Terpinene	21,482	0,158	500,366	78,897
H. Terpene lain	12,880	0,095	463,942	43,861
Linalool	31,625	0,205	547,947	112,342
Linalyl Acetate	42,964	0,219	632,654	138,475
O.H. Terpene lain	2,346	0,012	632,654	7,561
Air	596,400	33,097	179,116	5.928,123
Q Kulit Jeruk Keluar Total				6.701,654

Q Udara Jenuh Keluar

$$Q_{\text{udara keluar}} = G_1 \cdot [1,005 + 1,88 \cdot H_1] \cdot [T_{G1} - 0]$$

$$Q_{\text{udara keluar}} = 26.662,531 \cdot [1,005 + 1,88 \cdot 0,053] \cdot [T_{G1} - 0] = 29.474,233 \cdot T_{G1} \text{ kJ/jam}$$

$$= 7.039,800 \cdot T_{G1} \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10 \% \cdot Q_{\text{suplai}} = [25.815,810 - 703,980 \cdot T_{G1}] \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{total keluar}} = [32.517,465 + 6335,820 \cdot T_{G1}] \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{total masuk}} = Q_{\text{total keluar}}$$

$$264.051,945 = [32.517,465 + 6.335,820 \cdot T_{G1}]$$

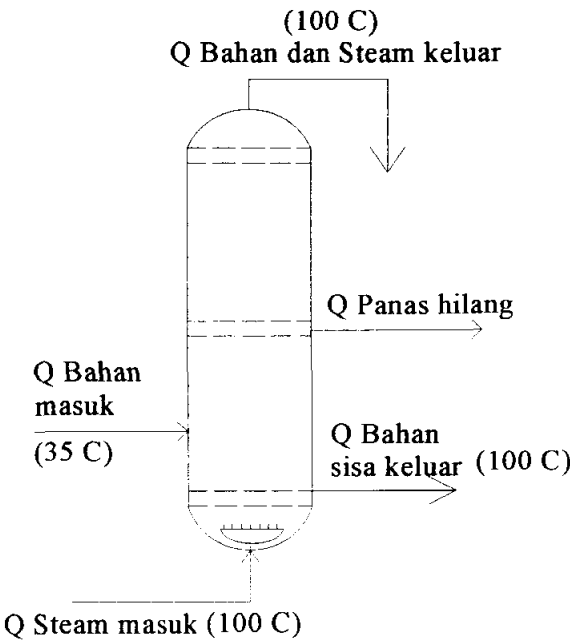
$$T_{G1} = T_{\text{udara panas keluar}} = 36,544 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Neraca Panas di *Tray Dryer* (B-310)

Komponen Masuk	Panas Masuk (Kkal/jam)	Komponen Keluar	Panas Keluar (Kkal/jam)
Dari Tangki Pencuci (F-120)		Menuju ke Rotary Cutter (C-140)	
Kulit jeruk	5.893,841	Kulit jeruk	6.701,654
Dari Menara Absorber (D-132)		Udara jenuh	257.260,534
Udara keluar menara adsorber	258.158,104	Panas hilang (<i>Q loss</i>)	89,757
Total Panas Masuk	264.051,945	Total Panas Keluar	264.051,945

2. Destilasi Uap (D-210)

Fungsi: Mengambil *essential oil*, terutama komponen limonene dari dalam kulit jeruk dengan menggunakan *steam* sebagai media pengestrak.



Data:

- *Steam* masuk pada suhu 100 °C (*saturated*)

Dari App. A.2-9 [18], didapat bahwa $\lambda_{100^{\circ}\text{C}}$
 $= 2.676,1 - 419,04$

= 2.256,9 kJ/kg

= 539,051 kkal/kg

- Dari neraca massa, didapatkan bahwa:

* steam yang digunakan = 46.732 kg/jam (m)

* steam yang terikut keluar pada bahan = 46.264,68 kg/jam (m_b)

* steam yang tertinggal di sisa bahan = 467,32 kg/jam = 25,933 kgmol/jam (M_{sb})

Q Kulit Jeruk Masuk = *Q Kulit Jeruk Keluar Tray Dryer*

= 6.701,654 Kkal/jam

Q steam masuk = m x λ = 46.732 kg x 539,051 kkal/kg

= 25.190.931,33 kkal/jam

Q total masuk = 25.197.632,984 kkal/jam

Q Essential oil Keluar:

Komponen	Massa keluar (kg/jam)	Mol keluar (kgmol/jam)	$\int_{25}^{100} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	<i>Q</i> _{keluar} (Kkal/jam)
β-Pinene	14,190	0,104	3.609,503	375,946
Limonene	99,350	0,729	3.481,308	2.538,667
γ-Terpinene	20,548	0,151	3.691,779	556,802
H.Terpene lain	12,320	0,090	3.594,196	325,018
Linalool	29,797	0,193	3.933,041	759,759
Linalyl Acetate	40,481	0,206	4.557,546	939,905
O.H.Terpene lain	2,210	0,011	4.557,546	51,313
Air	584,472	32,435	1.354,594	43.935,762
<i>Q Essential oil Keluar Total</i>				49.483,172

Q Kulit Jeruk Keluar :

Komponen	Massa keluar (kg/jam)	Mol keluar (kgmol/jam)	$\int_{25}^{100} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	Q_{keluar} (Kkal/jam)
β -Pinene	0,645	0,005	3.609,503	17,008
Limonene	4,518	0,033	3.481,308	115,447
γ -Terpinene	0,934	0,007	3.691,779	25,309
H.Terpene lain	0,560	0,004	3.594,196	14,774
Linalool	1,828	0,012	3.933,041	46,610
Linalyl Acetate	2,483	0,013	4.557,546	57,651
O.H.Terpene lain	0,136	0,001	4.557,546	3,158
Air	11,928	0,662	1.354,594	896,648
Q Kulit Jeruk Keluar Total				1.176,686

Q steam keluar

Q steam pada essential oil = $m_b \cdot \lambda = 46.264,68 \text{ kg} \cdot 539,051 \text{ kkal/kg}$
 $= 24.939.022,020 \text{ kkal/jam}$

Q steam pada kulit jeruk keluar = $m_{sb} \cdot \int_{25}^{100} C_{PL} dT$
 $= 25,933 \text{ kgmol/jam} \cdot 1.354,594 \text{ kkal/kgmol}$
 $= 35.128,686 \text{ kkal/jam}$

Q steam total keluar = 24.974.150,706 kkal/jam

Q total keluar = 25.024.810,564 kkal/jam

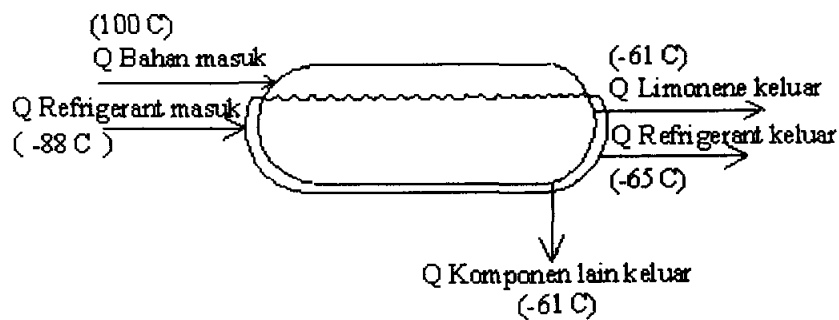
Q loss = Q total masuk – Q total keluar = 172.822,420 kkal/jam

Neraca Panas di Destilasi Uap (D-210)

Komponen Masuk	Panas Masuk	Komponen Keluar	Panas Keluar
<u>Dari Screen (C-150)</u>		<u>Menuju ke Settling Tank (H-220)</u>	
Kulit jeruk	6.701,654	Essential oil	49.483,172
<u>Dari Boiler</u>		Steam	24.939.022,020
Steam Masuk	25.190.931,330	<u>Menuju ke Tangki Penampung Limbah</u>	
		Kulit jeruk	1.176,686
		Steam	35.128,686
		Panas Hilang	172.822,420
Total Panas Masuk	25.197.632,984	Total Panas Keluar	25.197.632,984

3. *Settling Tank* yang Dilengkapi dengan Refrigerasi (H-220)

Fungsi: Mendapatkan limonene yang telah terpisah dari campuran *essential oil* di dalam fase cair dengan cara membekukan campuran *essential oil* di dalam *settling tank* menggunakan refrigerant berupa etana yang dapat membekukan hingga suhu $-61\text{ }^{\circ}\text{C}$.



Data:

- Refrigerant yang digunakan adalah etana pada suhu $-88\text{ }^{\circ}\text{C}$

Diinginkan: Refrigerant etana keluar pada suhu $-65\text{ }^{\circ}\text{C}$

Q Essential oil Masuk = *Q Bahan Keluar dari Destilasi Uap*

$$= 49.483,172$$

Q steam terikut pada bahan masuk = 24.939.022,020 kkal/jam

Q total masuk = 24.988.505,192 kkal/jam

Q Limonene dan Essential oil Keluar

Komponen	Massa keluar (kg/jam)	Mol keluar (kgmol/jam)	$\int_{25}^{-61} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	Q_{keluar} (Kkal/jam)
Menuju Tangki Penampung Limonene				
Limonene	91,899	0,674	-3941,454	-2.658,659
Menuju Penampungan Limbah				
β -Pinene	14,190	0,104	-3847,467	-400,731
Limonene	7,451	0,055	-3941,454	-215,559
γ -Terpinene	20,548	0,151	-4767,313	-719,016
H.Terpene lain	12,320	0,090	-4185,442	-378,484
Linalool	29,797	0,193	-5495,066	-1.061,501
Linalyl Acetate	40,481	0,206	-6218,952	-1.282,538
O.H.Terpene lain	2,210	0,011	-6218,952	-70,018
Air	46.849,152	2599,842	-1503,937	-3.909.998,507
Q Bahan Keluar Total				-3.916.785,013

REFRIGERANT

$$Q \text{ Refrigerasi} = Q \text{ Total Masuk} - Q \text{ Bahan Keluar}$$

$$Q \text{ Refrigerasi} = 28.905.290,205 \text{ kkal/jam}$$

$$Q \text{ Refrigerasi} = \text{mol refrigerant} \cdot \int_{-78,7}^{-5} C_{Pg} dT$$

$$\text{mol refrigerant} = \frac{Q \text{ refrigerasi}}{\text{Kapasitas panas}} = \frac{28.905.290,205}{980,593} = 29.477,357 \text{ kgmol/jam}$$

$$\text{massa refrigerant} = \text{mol refrigerant} \times \text{BM}_{\text{C}_2\text{H}_6}$$

$$= 29.477,357 \text{ kgmol/jam} \times 30 \text{ kg/kgmol}$$

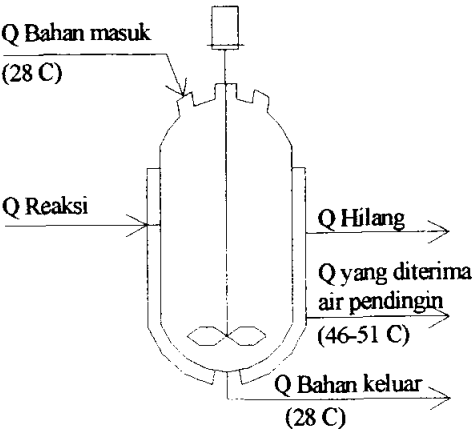
$$= 884.320,710 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas di *Settling Tank* yang Dilengkapi dengan Refrigerasi (H-220)

Komponen Masuk	Panas Masuk (Kkal/jam)	Komponen Keluar	Panas Keluar (Kkal/jam)
Dari Destilasi Uap (D-210)		Menuju ke Tangki Penampung Limonene Sementara (F-230)	
<i>Essential oil</i>	49.483,172	<i>Limonene</i>	-2.658,659
<i>Steam</i>	24.939.022,020	<i>Essential oil</i>	-3.914.126,354
		Refrigerasi	28.905.290,205
Total Panas Masuk	24.988.505,192	Total Panas Keluar	24.988.505,192

4. Reaktor (R-310)

Fungsi: Mereaksikan limonene dengan Tersier Butil Hidroperoksida (TBHP) sehingga dihasilkan limonene oksida dan Tersier Butil Alkohol (TBA). Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, sehingga reaktor dilengkapi dengan *cooling jacket* untuk menjaga suhu di dalam reaktor selama reaksi terjadi tetap pada suhu 28 °C. Pendingin yang digunakan berupa air.



Data:

- Reaksi ini memiliki konversi sebanyak 75 %
- Kondisi pada reaktor dijaga pada suhu 28 °C menggunakan air pendingin

- Dari *Rule of Thumbs*, diketahui bahwa suhu air pendingin keluar berkisar antara 46 – 51 °C.

Asumsi:

- Panas hilang = 10% . panas reaksi

Entalpi Pembentuk H_f (KJ/mol) $H_f = a + bT + cT^2$ [36]

Komponen	a	b	c	H_f (KJ/mol)	H_f (kkal/kmol)
d-Limonene	37,21	-0,17465	0,000092824	-6,9497	-1659,90799
TBHP	-217,37	-0,10241	0,000053817	-243,3195	-58115,8727
TBA	-299,19	-0,10543	0,000052333	-326,183	-77907,473
Limonene Oksida	-712,339	-0,11043	0,000058458	-740,2821	-176813,336

Q Bahan Masuk:

$T \text{ bahan masuk} = T \text{ udara} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Mol masuk (kgmol/jam)	$\int_{25}^{28} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	Q_{masuk} (Kkal/jam)
$C_{10}H_{16}$ (d-Limonene)	91,899	0,675	140,362	94,682
$C_4H_{10}O_2$ (TBHP)	57,092	0,633	2.369,783	1.501,250
C_3H_6O (Aseton)	2,235	0,038	91,552	3,523
SiO_2 (Silicon Dioxide)	0,745	0,012	31,013	0,385
Q Bahan Masuk Total				1599,838

Panas Reaksi

$$\Delta H^{301} = \sum n. \Delta H_{f \text{ produk}}^{\circ} - \sum n. \Delta H_{f \text{ reaktan}}^{\circ}$$

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



$$\text{mol limonene yang bereaksi} = 506,796 \text{ mol} = 0,506796 \text{ kgmol}$$

$$\text{Panas reaksi} = \Delta H^{301}$$

$$= 0,506796 \text{ kgmol/jam} \times [(H_f \text{ LO} + H_f \text{ TBA}) - (H_f \text{ L} + H_f \text{ TBHP})]$$

$$= (-89.608,292 + (-39.483,196)) - (-29.452,892 + (-841,235)) \text{ kkal/kgmol}$$

$$= -98.797,361 \text{ Kkal/jam} \rightarrow \text{reaksi eksotermis}$$

$$Q \text{ total masuk} = 100.397,199 \text{ kkal/jam}$$

Q Bahan Keluar:

$$T \text{ bahan keluar} = T \text{ udara} = 28^\circ \text{C}$$

Komponen	Massa keluar (kg/jam)	Mol keluar (kgmol/jam)	$\int_{25}^{28} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	Q keluar (Kkal/jam)
C ₁₀ H ₁₆ (d-Limonene) sisa	22,975	0,169	140,362	23,671
C ₄ H ₁₀ O ₂ (TBHP) sisa	11,418	0,127	2.369,783	300,239
C ₃ H ₆ O (Aseton)	2,235	0,038	91,552	3,523
SiO ₂ (Silikon Dioksida)	0,745	0,012	31,013	0,385
Limonene Oxide	77,033	0,507	190,014	96,298
(C ₄ H ₁₀ O) TBA	37,565	0,507	170,816	86,568
Q Bahan Keluar				510,684

$$\text{Panas yang hilang} = 10\% \times (98.797,361) = 9.879,736 \text{ Kkal/jam}$$

Q diterima oleh air pendingin

$$= Q \text{ total masuk} - \text{Panas hilang} - Q \text{ bahan keluar}$$

$$= 90.006,779 \text{ Kkal/jam}$$

$$Q \text{ diterima air pendingin} = m \cdot \int_{28}^{46} C_{PL} dT$$

$$90.006,779 \text{ kkal/jam} = m \cdot 376,734 \text{ Kkal/kgmol}$$

$$m = 238,913 \text{ kgmol/jam}$$

$$\text{Massa air pendingin} = 238,913 \text{ kgmol / jam} \times 18.02 \text{ kg / kgmol}$$

$$= 4.305,215 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas di Reaktor (R-310)

Komponen Masuk	Panas Masuk (Kkal/jam)	Komponen Keluar	Panas Keluar (Kkal/jam)
<u>Dari Tangki Penampung Bahan</u>		<u>Menuju ke Plate and Frame Filter Press (D-320)</u>	
Bahan masuk	100.397,199	Bahan keluar	510,684
Limonene	94,682	Sisa reaksi	323,910
TBHP	1.501,250	Hasil reaksi	182,866
Katalis dan Pelarut	3,908	Katalis dan Pelarut	3,908
Panas reaksi	98.797,361		
		Panas hilang	9.879,736
		Panas diterima air pendingin	90.006,779
Total Panas Masuk	100.397,199	Total Panas Keluar	100.397,199

5. Menara Destilasi (D-330)

Dari kolom destilasi dihasilkan 2 macam produk, yaitu:

- Produk atas berupa TBHP, TBA, dan aseton.
- Produk bawah berupa limonene dan limonene oksida.

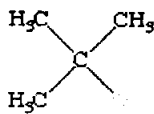
Untuk membuat kurva kesetimbangan dibutuhkan parameter-parameter yang akan dihitung menggunakan metode UNIFAC. Dalam perhitungan dianggap 2 jenis komponen yang terpisah, yaitu TBHP yang mewakili produk atas dan limonene yang mewakili produk bawah.

Kondisi operasi: $P = 1 \text{ atm}$, $T = 140 \text{ }^{\circ}\text{C} = 413 \text{ K}$

UNIFAC Method

Pemilihan kelompok komponen yang dipisahkan didasarkan pada jenis molekul yang dimilikinya. Spesifikasi kelompok molekul yang digunakan untuk Perhitungan metode UNIFAC diambil dari [38] Tabel 8-21.

- Rumus molekul TBHP



- Rumus molekul limonene



$x_1 = \text{fraksi mol produk atas} = 0,494$

$x_2 = \text{fraksi mol produk bawah} = 0,506$

Molekul (i)	Nama	Main no. (m)	Sec no. (k)	V_i	R_i	Q_i
TBHP (1)	CH ₃	1	1	3	0,9011	0,848
	HCOO	12	24	1	1,242	1,188
Limonene (2)	ACCH ₃	4	12	1	1,2663	0,968
	CH ₂ =C	2	7	1	1,1173	0,988
	CH ₃	1	1	1	0,9011	0,848

$$r_i = \sum_k v_k^{(i)} R_k \qquad q_i = \sum_k v_k^{(i)} Q_k \qquad [38, \text{Pers. 8-10.52}]$$

$r_1 = (3)(0,9011) + (1)(1,242) = 3,9453$

dengan cara yang sama didapatkan harga $r_2 = 3,2847$

$q_1 = (3)(0,848) + (1)(1,188) = 3,732$

$q_2 = 2,804$

$$\Phi_i = \frac{r_i x_i}{\sum_j r_j x_j} \qquad \theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_j q_j x_j} \qquad \ell_i = \frac{z}{2}(r_i - q_i) - (r_i - 1) \text{ dengan } z = 10$$

[38, Pers. 8-10.51]

$$\Phi_1 = \frac{(3,9453)(0,494)}{(3,9453)(0,494) + (3,2847)(0,506)} = 0,540$$

$$\Phi_2 = 0,460$$

$$\theta_1 = \frac{(3,732)(0,494)}{(3,732)(0,494) + (2,804)(0,506)} = 0,565$$

$$\theta_2 = 0,435$$

$$\ell_1 = (5)(3,9453 - 3,732) - (3,9453 - 1) = -1,8788$$

$$\ell_2 = 0,1188$$

Molekul (i)	r _i	q _i	Φ _i	θ _i	l _i
TBHP (1)	3,9453	3,732	0,539892	0,565265	-1,8788
Limonene (2)	3,2847	2,804	0,460108	0,434735	0,1188

$$\ln \gamma_i^C = \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} + \ell_i - \frac{\Phi_i}{x_i} \sum_j x_j \ell_j \quad [38, \text{Pers. 8-10.50}]$$

$$\begin{aligned} \ln \gamma_1^C &= \ln \left(\frac{0,540}{0,494} \right) + 5(3,732) \ln \left(\frac{0,565}{0,540} \right) + (-1,8788) \\ &\quad - \left(\frac{0,540}{0,490} \right) ((0,494)(-1,8788) + (0,506)(0,1188)) \\ &= 0,0153 \end{aligned}$$

$$\ln \gamma_2^C = 0,0186$$

$$\Psi_{mn} = \exp \left(-\frac{a_{mn}}{T} \right) \quad \text{dengan } a_{mn} \text{ didapatkan dari Tabel 8-22}$$

[38, Pers. 8-10.57]

$$a_{1,12} = 741,4$$

$$\Psi_{1,12} = \exp\left(-\frac{741,4}{413}\right) = 0,1661$$

$$a_{12,1} = 90,49$$

$$\Psi_{12,1} = \exp\left(-\frac{90,49}{413}\right) = 0,803$$

$$a_{1,1} = 0, \quad \Psi_{1,1} = 1$$

$$a_{12,12} = 0, \quad \Psi_{12,12} = 1$$

Untuk komponen TBHP murni (1):

$$X_k = \frac{\sum_j x_j v_{kj}}{\sum_j x_j \sum_k v_{kj}} \quad [38, \text{Pers. 8-10.46}]$$

$$X_1^{(1)} = \frac{(3)}{(3+1)} = 0,75$$

$$X_{24}^{(1)} = 0,25$$

$$\theta_1^{(1)} = \frac{(0,75)(0,848)}{(0,75)(0,848) + (0,25)(1,188)} = 0,6817$$

$$\theta_{24}^{(1)} = 0,3183$$

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[1 - \ln \left(\sum_m \theta_m \Psi_{mk} \right) - \sum_m \frac{\theta_m \Psi_{km}}{\sum_n \theta_n \Psi_{nm}} \right] \quad [38, \text{Pers. 8-10.55}]$$

$$\ln \Gamma_1^{(1)} = 0,848 \left[1 - \ln((0,6817.1) + (0,3183.0,8032)) - \left(\frac{(0,6817.1)}{(0,6817.1) + (0,3183.0,8032)} + \frac{(0,3183.0,1661)}{(0,6817.0,1661) + (0,3183.1)} \right) \right] = 0,1823$$

$$\ln \Gamma_{24}^{(1)} = 0,6161$$

Untuk komponen limonene murni (2):

$$X_{12}^{(2)} = \frac{(1)}{(1+1+1)} = 0,3333$$

$$X_7^{(2)} = 0,3333$$

$$X_1^{(2)} = 0,3333$$

$$\theta_{12}^{(2)} = \frac{(0,3333)(0,968)}{(0,3333)(0,968) + (0,3333)(0,988) + (0,3333)(0,848)} = 0,3452$$

$$\theta_7^{(2)} = 0,3523$$

$$\theta_1^{(2)} = 0,3025$$

$$a_{4,2} = -113,6, \quad \Psi_{4,2} = 1,3166$$

$$a_{2,4} = 74,15, \quad \Psi_{2,4} = 0,8357$$

$$a_{4,1} = -69,7, \quad \Psi_{4,1} = 1,1838$$

$$a_{1,4} = 76,5, \quad \Psi_{1,4} = 0,8309$$

$$a_{2,1} = -35,36, \quad \Psi_{2,1} = 1,0894$$

$$a_{1,2} = 86,02, \quad \Psi_{1,2} = 0,8120$$

$$a_{12,2} = -62,55, \quad \Psi_{12,2} = 1,1635$$

$$a_{2,12} = 449,1, \quad \Psi_{2,12} = 0,3371$$

$$a_{12,4} = 2347, \quad \Psi_{12,4} = 0,0034$$

$$a_{4,12} = 115,2, \quad \Psi_{4,12} = 0,7566$$

$$a_{4,4} = 0, \quad \Psi_{4,4} = 1$$

$$a_{2,2} = 0, \quad \Psi_{2,2} = 1$$

$$a_{1,1} = 0, \quad \Psi_{1,1} = 1$$

Dengan menggunakan cara yang sama (Pers. 8-10.55), dihitung:

$$\ln \Gamma_{12}^{(2)} = 0,002384$$

$$\ln \Gamma_7^{(2)} = -0,0105$$

$$\ln \Gamma_1^{(2)} = -0,0333$$

Untuk $x_1 = 0,494$

Dengan menggunakan cara yang sama (Pers. 8-10.46), dihitung:

$$X_1 = 0,5690$$

$$X_7 = 0,1448$$

$$X_{12} = 0,1448$$

$$X_{24} = 0,1414$$

Dengan menggunakan cara yang sama (Pers. 8-10.51), dihitung:

$$\theta_1 = 0,5168$$

$$\theta_7 = 0,1532$$

$$\theta_{12} = 0,1501$$

$$\theta_{24} = 0,1800$$

Dengan menggunakan cara yang sama (Pers. 8-10.55), dihitung:

$$\ln \Gamma_1 = 0,0915$$

$$\ln \Gamma_7 = -0,0466$$

$$\ln \Gamma_{12} = 0,1335$$

$$\ln \Gamma_{24} = 0,9850$$

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k v_k^{(i)} (\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}) \quad [38, \text{Pers. 8-10.54}]$$

All groups

$$\ln \gamma_1^R = (3)(0,0915 - 0,1823) + (1)(0,9850 - 0,6161) = 0,0967$$

$$\ln \gamma_2^R = (1)(0,1335 - 0,0024) + (1)(-0,0466 - 0,0105) + (1)(0,0915 - 0,0333) = 0,1532$$

$$\ln \gamma_i = \underbrace{\ln \gamma_i^C}_{\text{combinatorial}} + \underbrace{\ln \gamma_i^R}_{\text{residual}} \quad [38, \text{Pers. 8-10.49}]$$

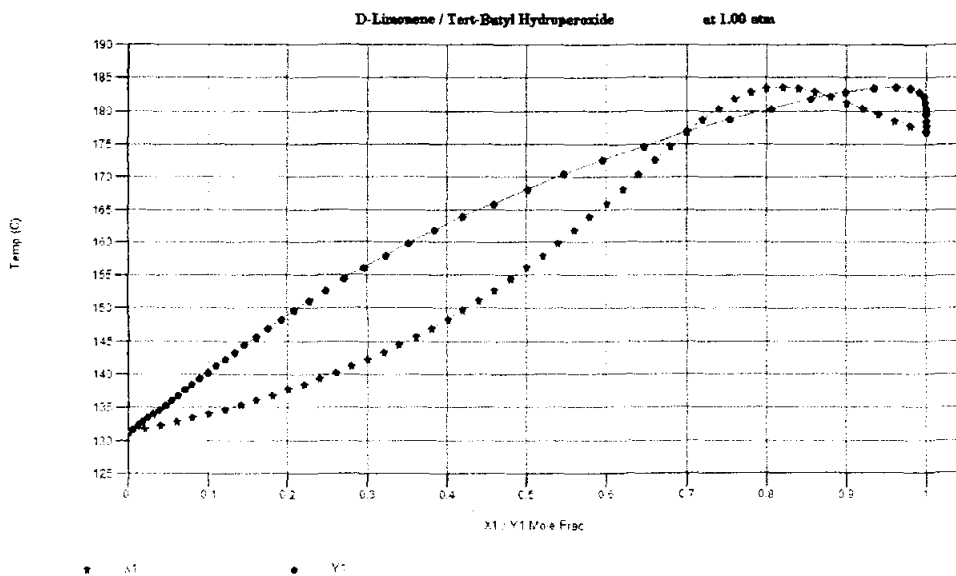
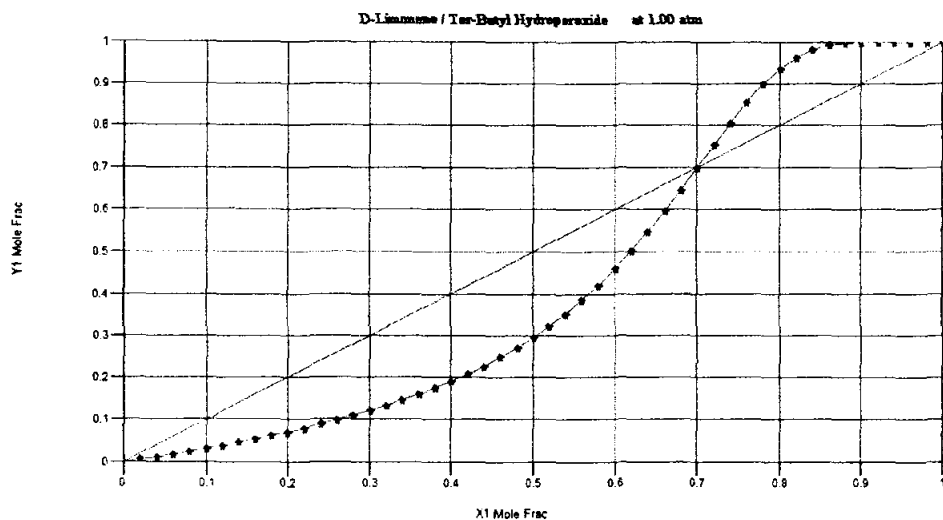
$$\ln \gamma_1 = 0,0153 + 0,0967 = 0,1120, \quad \gamma_1 = 1,1185$$

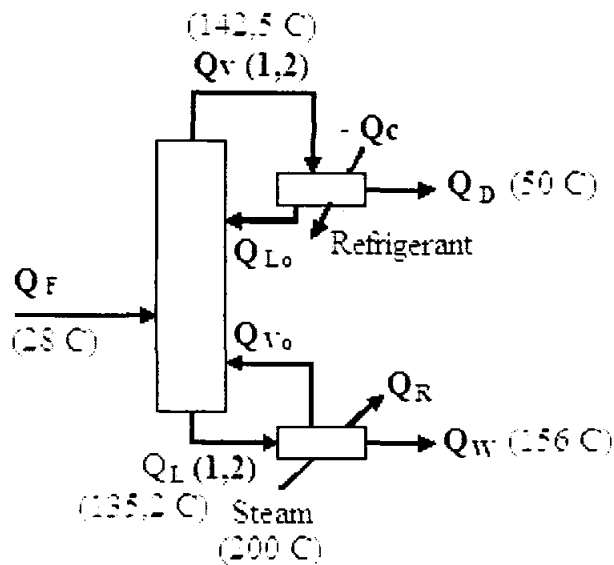
$$\ln \gamma_2 = 0,0186 + 0,1532 = 0,1719, \quad \gamma_2 = 1,1875$$

$$P = x_1 \cdot \gamma_1 \cdot P^1_{sat} + x_2 \cdot \gamma_2 \cdot P^2_{sat}$$

$P = 1 \text{ atm}$ (tekanan udara)

Dengan menggunakan trial nilai x pada berbagai macam suhu (antara titik didih limonene dan titik didih TBHP), didapatkan grafik seperti di bawah ini.



**Data:**

- Dari grafik di atas, dapat dilihat bahwa TBHP dan limonene hanya dapat dipisahkan sampai dengan fraksi mol 0,7 saja.
 - o T destilat (pada $X_1 = 0,3$) = $142,5\text{ }^{\circ}\text{C}$
 - o T bottom product (pada $Y_1 = 0,3$) = $156\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Steam masuk pada suhu $200\text{ }^{\circ}\text{C}$ (saturated)

Dari App. A.2-9 [18] didapat bahwa $\lambda_{200^{\circ}\text{C}}$

$$= 2.793,2 - 852,45$$

$$= 1.940,75\text{ kJ/kg}$$

$$= 465,780\text{ kkal/kg}$$

Q bahan masuk (Q_F)

T bahan masuk = T udara = 28 °C

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Mol masuk (kgmol/jam)	$\int_{25}^{28} C_{PL} dT$ (Kkal/kgmol)	Q _{masuk} (Kkal/jam)
C ₁₀ H ₁₆ (d-Limonene)	22,975	0,169	140,362	23,671
C ₄ H ₁₀ O ₂ (TBHP)	11,418	0,127	2.369,783	300,239
C ₃ H ₆ O (Aseton)	2,235	0,038	91,552	3,523
Limonene Oxide (C ₄ H ₁₀ O) TBA	77,033 37,565	0,507 0,507	190,014 170,816	96,298 86,568
Q Bahan Masuk				510,299

Q uap keluar yang dibawa masuk ke kondensor (Q_{V1})

- Destilat → T destilat (pada X₁ = 0,3) = 142,5 °C

Komponen Destilat	Massa (kg/jam)	Mol (kgmol/jam)	$\int_{25}^{142,5} C_{PL} dT$ (kkal/kgmol)	Q _{v1}
Limonene	3,893	0,029	5.963,584	170,391
TBHP	6,008	0,067	110.105,902	7.340,402
TBA	37,565	0,507	7.386,223	3.743,284
Aseton	2,235	0,038	3.977,697	153,044
Q total destilat				11.407,121

Q latent penguapan (Q_{v2})

- Destilat → T destilat (pada X₁ = 0,3) = 142,5 °C

$Q_{v2} = m \cdot \lambda$

Dimana: $\lambda = H_v = A \cdot (1 - T/T_c)^n$ [36]

Komponen Destilat	Massa (kg/jam)	Mol (kgmol/jam)	λ (kkal/kgmol)	Q _{v2}
Limonene	3,893	0,029	9.946,560	288,450
TBHP	6,008	0,067	8.849,723	592,931
TBA	37,565	0,507	6.373,920	3.231,577
Aseton	2,235	0,038	5.213,520	198,114
Q total destilat				4.311,072

Q yang dibawa destilat dari kondensor (Q_D)

Komponen Destilat	Massa (kg/jam)	Mol (kgmol/jam)	$\int_{25}^{50} C_{PL} dT$ (kkal/kgmol)	Q_D
Limonene	3,893	0,029	1.178,520	34,177
TBHP	6,008	0,067	20.454,261	1.370,435
TBA	37,565	0,507	1.448,974	734,630
Aseton	2,235	0,038	775,344	29,463
Q total destilat				2.168,705

Q Refluks pada destilat (Q_{L0})

Refluks pada destilat = 0,831

(dari perhitungan spesifikasi alat kolom destilasi (D-330))

$$Q_{L0} = 0,831 \cdot Q_D = 0,831 \times 2.168,705 \text{ Kkal/jam}$$

$$= 1.802,194 \text{ kkal/jam}$$

Q yang diserap Kondensor ($-Q_C$)

$$(-Q_C) = Q_{V1} + Q_{V2} - Q_D - Q_{L0}$$

$$= 11.407,121 + 4.311,072 - 2.168,705 - 1.802,194$$

$$= 11.747,294 \text{ Kkal/jam}$$

Q Bottom product \rightarrow T bottom product (pada $Y_1 = 0,3$) = 156 °C

Komponen Bottom product	Massa (kg/jam)	Mol (kgmol/jam)	$\int_{25}^{156} C_{PL} dT$ (kkal/kgmol)	Q bottom product (Q_w)
Limonene	19,082	0,140	6.760,287	946,878
TBHP	5,410	0,060	125.037,158	7.505,948
Limonene oksida	77,033	0,507	8.917,633	4.519,421
Q total bottom				12.972,247

Q Reboiler (Q_R)

$$Q_F = Q_D + (-Q_C) + Q_W - Q_R$$

$$Q_R = Q_D + (-Q_C) + Q_W - Q_F$$

$$= 2.168,705 + 11.747,294 + 12.972,247 - 510,299$$

$$= 26.377,947 \text{ Kkal/jam}$$

Q yang dibawa cairan masuk reboiler $T = 135,2^\circ\text{C}$ (Q_{L1})

Komponen	Mol (kgmol/jam)	$\int_{25}^{135,2} C_{PL} dT$ (kkal/kgmol)	Q_{L1}
Limonene	0,140 (1+R)	5.546,423	776,499 (1+R)
TBHP	0,060 (1+R)	102.228,747	6.133,725 (1+R)
Limonene oksida	0,507 (1+R)	7.404,431	3.754,046 (1+R)
Q_{L1}			10.664,271 (1+R)

Q Latent Penguapan (Q_{L2})

$$Q_{L2} = m \cdot \lambda$$

$$\text{Dimana: } \lambda = H_v = A \cdot (1 - T/T_c)^n \quad [36]$$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	λ (kkal/kgmol)	Q_{L2}
Limonene	0,140 (R)	9.733,781	1.362,729 (R)
TBHP	0,060 (R)	8.642,886	2.518,573 (R)
Limonene oksida	0,507 (R)	11.495,301	5.828,117 (R)
Q latent penguapan (Q_{L2})			7.709,419 (R)

Q yang dibawa Refluks Reboiler 156°C (Q_{V0})

$$Q_{V0} = Q_{L2}$$

$$= 7.709,419 \text{ (R)}$$

Menentukan Refluks ratio (R) Reboiler

$$Q_R = Q_{L1} + Q_{L2} - Q_{V0} - Q_W$$

$$26.396,709 = 10.664,271 (1+R) - 12.991,494$$

$$(1+R) = 1,9364$$

$$R = 0,9364$$

$$Q_{V0} = Q_{L2} = 7.709,419 (R) = 7.709,419 (0,9364) = 7.219,100 \text{ Kkal/jam}$$

Neraca Panas di Kolom Destilasi (D-330)

Komponen Masuk	Panas Masuk (Kkal/jam)	Komponen Keluar	Panas Keluar (Kkal/jam)
<u>Dari Plate and Frame Filter Press (H-320)</u> Campuran	510,299	<u>Menuju ke Tangki Penampung Produk Sampingan (F-350)</u> Destilat <u>Menuju ke Tangki Penampung Produk (F-340)</u> Residu	2.168,705 12.972,247
Reboiler	26.377,947	Kondensor	11.747,294
Total Panas Masuk	26.888,246	Total Panas Keluar	26.888,246

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. Gudang Bahan Baku Kulit Jeruk Keprok (F-110)

Fungsi: Menyimpan kulit jeruk keprok.

Tipe: Gedung dengan konstruksi beton.

Dasar Pemilihan: Bahan baku harus kering sehingga harus disimpan di bawah atap dan berdinding.

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{ atm}$
- Kapasitas: 1.680 ton / 7 hari (pengiriman bahan baku dilakukan 1 minggu sekali dengan 7 hari kerja untuk tiap minggunya, sehingga gudang dibangun dengan kapasitas untuk bahan baku selama 7 hari).
- $1\text{ lbm/ft}^3 = 16,0185\text{ kg/m}^3$
- $1\text{ ft}^3 = 7,481\text{ gal}$ [18, App. A.1-6]
- Densitas kulit jeruk = $7,14\text{ lbm/gal} = 53,414\text{ lbm/ft}^3 = 855,612\text{ kg/m}^3$

[28]

Perhitungan:

Volume kulit jeruk = Volume penyimpanan

$$= \frac{\text{massa kulit jeruk}}{\text{densitas kulit jeruk}} = \frac{1.680.000\text{ kg}}{855,612\text{ kg/m}^3} = 1.963,507\text{ m}^3$$

Ditentukan: $p = 2 \times l$

$$t = 3,5 \text{ m}$$

Volume penyimpanan = $p \times l \times t$

$$1.963,507 \text{ m}^3 = 2 \times l \times l \times 3,5 \text{ m}$$

$$280,501 \text{ m}^2 = l^2$$

$$l = 16,748 \text{ m} = 17 \text{ m}$$

$$p = 2 \times l = 2 \times 17 \text{ m} = 34 \text{ m}$$

$$\text{Luas gudang} = p \times l = 34 \text{ m} \times 16 \text{ m} = 544 \text{ m}^2$$

Untuk jalan, transportasi, dan lain-lain, maka lebar dari gudang ditambah 7 m, sehingga:

$$p = 34 \text{ m}$$

$$l = 24 \text{ m}$$

$$t = 3,5 \text{ m}$$

$$\text{Luas tanah} = p \times l = 34 \text{ m} \times 24 \text{ m} = 816 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas dinding} = 2 \times ((p \times l) + (p \times t) + (l \times t))$$

$$= 2 \times ((34 \times 24) + (34 \times 3,5) + (24 \times 3,5)) = 2,038 \text{ m}^2 \approx 2,04 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Gudang Bahan Baku Kulit Jeruk Keprok:

Kapasitas : 1.680 ton / 7 hari

Panjang warehouse (p) : 34 m

Lebar warehouse (l) : 24 m

Tinggi warehouse (t)	: 3,50 m
Luas tanah	: 816 m ²
Luas dinding	: 2.04 m ²
Bahan konstruksi	: <i>concrete</i> beton
Jumlah	: 1 unit

2. *Belt conveyor* (J-121)

Fungsi: Membawa kulit jeruk dari Gudang Bahan Baku Kulit Jeruk Keprok (F-110) menuju Tangki Pencucian (F-120).

Tipe: *Plain bearing belt conveyor*.

Dasar pemilihan: Efektif dan ekonomis untuk memindahkan material dengan sudut kemiringan tertentu.

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{ atm}$
- *Rate* kulit jeruk = 10.000 kg/jam = 10 ton/jam
- Panjang *belt conveyor* = 10 [29]
- Sudut kemiringan *belt* = 30°

Dari [30, Tabel 21-7], untuk kapasitas 32 ton/jam diperoleh:

- Lebar *belt* : 35 cm
- *Belt speed* : 30,5 m/menit
- Hp/100 ft-center: 0,44 hp

- Hp/10 ft–lift : 0,34 hp

- *Tripper* : 2 hp

Perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan belt} &= \frac{\text{rate kulit jeruk}}{\text{kapasitas belt conveyor}} \times \text{belt speed} \\ &= \frac{10 \text{ ton/jam}}{32 \text{ ton/jam}} \times 30,5 \text{ m/menit} = 9,531 \text{ m/menit} \approx 9,53 \text{ m/menit}\end{aligned}$$

Belt conveyor memiliki kemiringan sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Hp total} &= \text{Hp/100 ft-center} + \text{Hp/100 ft-lift} \\ &= 0,44 \text{ hp} + (0,34 \times 10) \text{ hp} \\ &= 3,84 \text{ hp}\end{aligned}$$

Power yang diperlukan untuk panjang *belt conveyor* 100 ft dan *rate* massa kulit jeruk 10 ton/jam adalah:

$$\text{Hp untuk 100 ft} = \frac{10 \text{ ton/jam}}{32 \text{ ton/jam}} \times 3,84 \text{ hp} = 1,2 \text{ hp}$$

Power yang diperlukan untuk panjang *belt conveyor* 10 m dan *rate* massa kulit jeruk 10 ton/jam adalah:

$$\begin{aligned}\text{Hp untuk 10 m} &= \frac{10 \text{ m}}{100 \text{ ft}} \times 1,2 \text{ hp} \\ &= \frac{10 \text{ m}}{30,479 \text{ m}} \times 1,2 \text{ hp} = 0,394 \text{ hp}\end{aligned}$$

Untuk *tripper*:

Untuk kecepatan *belt* = 9,531 m/menit, maka

$$Hp_{tripper} = \frac{9,531 \text{ m/menit}}{30,5 \text{ m/menit}} \times 2 \text{ hp} = 0,625 \text{ hp}$$

$$\text{Power total} = Hp_{\text{untuk 10 m}} + Hp_{tripper}$$

$$= 0,394 \text{ hp} + 0,625 \text{ hp} = 1,019 \text{ hp}$$

$$Efisiensi \text{ motor} = 80\%$$

[31, Fig. 14-38]

$$\text{Power motor} = \frac{\text{power total}}{\text{efisiensi motor}} = \frac{1,019 \text{ hp}}{0,8} = 1,273 \text{ hp} \approx 1,3 \text{ hp}$$

Spesifikasi Belt conveyor:

Nama alat : *Belt conveyor*

Kapasitas : 10 ton/jam

Panjang : 10 m

Lebar *belt* : 35 cm

Belt speed : 9,53 m/menit

Sudut elevasi : 30°

Power : 1,30 hp

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

3. Tangki Aseton dan Silika (F-312)

Fungsi: Menyimpan aseton dan silika sebelum dimasukkan ke dalam reaktor.

Tipe: Silinder tegak dengan tutup dan alas berupa *plate* datar (rata) di atas tanah.

[30, Pg. 10-138]

Dasar pemilihan:

- Menyimpan bahan berbentuk cair.
- Pemilihan tangki dengan alas berbentuk datar (rata) di atas tanah akan memberikan harga yang minimum.

[30, Pg. 10-138]

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{ atm}$
- Sistem operasi: kontinyu
- Kapasitas: dari neraca massa didapatkan massa aseton dan silika yang masuk reaktor adalah 2,98 kg/jam. Pengiriman bahan baku dilakukan 1 minggu sekali dengan 7 hari kerja untuk tiap minggunya, sehingga tangki aseton dan silika dibuat dengan kapasitas untuk bahan baku selama 7 hari.
- Densitas aseton = $0,79\text{ gr/cm}^3 = 790\text{ kg/m}^3$ [32]
- Densitas silika = $2,2\text{ g/cm}^3 = 2.200\text{ kg/m}^3$ [33]
- $1\text{ m}^3 = 35,313\text{ ft}^3$
- Tinggi *shell* (H_s) = $1,5 \cdot \text{Diameter shell (D)}$ [34, Eq. 5.11, Pg. 43]
- Volume tangki penampung = $1,2 \times \text{volume larutan total}$ [18]

Perhitungan:**Volume Tangki**

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas tangki aseton dan silika} &= 2,98 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari} \\ &= 500,64 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa aseton} &= 2,235 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari} \\ &= 375,48 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume aseton} &= \frac{\text{massa aseton}}{\rho \text{ aseton}} \\ &= \frac{375,48 \text{ kg}}{790 \text{ kg/m}^3} = 0,475 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa silika} &= 0,745 \text{ kg/jam} \times 24 \times 7 \text{ hari} \\ &= 125,16 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume silika} &= \frac{\text{massa silika}}{\rho \text{ silika}} \\ &= \frac{125,16 \text{ kg}}{2.200 \text{ kg/m}^3} = 0,057 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan aseton dan silika} &= \text{volume larutan total} \\ &= \text{volume aseton} + \text{volume silika} \\ &= 0,475 \text{ m}^3 + 0,057 \text{ m}^3 \\ &= 0,532 \text{ m}^3 = 18,793 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot H_s = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot 1,5 D = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 1,5 \cdot D^3$$

$$\text{Volume shell} = 1,2 \times \text{volume larutan total}$$

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 1,5 \cdot D^3 = 1,2 \times 18,793 \text{ ft}^3$$

$$1,1775 \cdot D^3 = 22,551 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 19,152 \text{ ft}^3$$

$$D = 2,676 \text{ ft} \approx 2,7 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,5 \cdot D = 4,013 \text{ ft} \approx 4,1 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell (H)} &= \frac{\text{volume larutan}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \\ &= \frac{18,793 \text{ ft}^3}{\frac{\pi}{4} \cdot (2,7 \text{ ft})^2} = 3,284 \text{ ft} \approx 3,28 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{aseton}} = 790 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1}{16,0185} \frac{\text{lbm/ft}^3}{\text{kg/m}^3} = 49,318 \text{ lbm/ft}^3$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatik}} &= \left(\frac{\rho \times H}{144} \right) \text{ psi} \\ &= \left(\frac{49,318 \text{ lbm/ft}^3 \times 3,284 \text{ ft}}{144} \right) \\ &= 1,125 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P \text{ desain} = 1,5 \times P \text{ operasi} = 1,5 \times 1,125 \text{ psi} = 1,687 \text{ psi}$$

Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

$$P: P \text{ desain} = 1,687 \text{ psi}$$

$$D_i: 2,7 \text{ ft} = 32,4 \text{ in}$$

$$c : \text{Faktor korosi maksimum} = 3 \text{ mm} = 0,01 \text{ ft} (0,12 \text{ in}) \quad [29]$$

$$f : f_{\text{allowable}} = 18.750 \text{ psi untuk Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)}$$

$$[34, \text{App. D, pg. 342}]$$

$$E : \text{Tipe sambungan} = \text{double-welded butt joint, dengan welded-joint efficiency} \\ = 0,8$$

$$[34, \text{Tabel 13.2}]$$

$$t_s = \frac{(1,687 \text{ psi}) \times (32,4 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 1,687 \text{ psia}))} + 0,12 \text{ in} \\ = 0,122 \text{ in, diambil} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Tebal Tutup

Tebal tutup atas = tebal tutup bawah yang berbentuk *plate* datar

$$t_a = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot f \cdot E} + c \quad [34, \text{Pg. 45, Eq. 3.16}]$$

$$P: P \text{ desain} = 1,687 \text{ psi}$$

Di: 2,7 ft = 32,4 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : $f_{allowable}$ = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

= 0,8

[34, Tabel 13.2]

$$t_a = \frac{(1,687 \text{ psi}) \times (32,4 \text{ in})}{2 \times (18.750 \text{ psi}) \times (0,8)} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,122 \text{ in diambil} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Spesifikasi Tangki Aseton dan Silika:

Nama alat : Tangki Aseton dan Silika

Kapasitas : 500,64 kg

Diameter tangki : 2,70 ft

Tinggi tangki (H *shell*) : 4,10 ft

Tebal *shell* : $\frac{3}{16}$ in

Tebal tutup : $\frac{3}{16}$ in

Tebal alas : $\frac{3}{16}$ in

Bahan konstruksi : *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

Jumlah : 1 unit

4. Pompa (L-313)

Fungsi: Mengalirkan *slurry* aseton-silika dari Tangki Aseton dan Silika (F-312) ke Reaktor (R-310).

Tipe: *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan: Dapat mengalirkan fluida yang memiliki viskositas hingga 0,2 Pa.s.

Data:

- T operasi = 28 °C
- Dari neraca massa Reaktor (R-310), didapatkan massa *slurry* aseton-silika masuk adalah 2,98 kg/jam = $8,278 \cdot 10^{-4}$ kg/s

Perhitungan:

ρ *slurry* didapatkan dengan menggunakan:

$$\rho \text{ aseton} = 782,278 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ silika} = 2200 \text{ kg/m}^3$$

$$\sum_i X_i^m / \rho_i = (0,25/2200) + (0,75/782,278) = 1,072 \cdot 10^{-3}$$

$$\rho \text{ slurry} = \frac{1}{1,072 \cdot 10^{-3}} = 932,510 \text{ kg/m}^3 = 58,217 \text{ lb/ft}^3$$

μ untuk *slurry* dihitung dengan:

$$\mu_m = \frac{\mu}{\Psi_p} \quad [18, \text{Eq. 14.3-12}]$$

dimana: μ_m = viskositas campuran

μ = viskositas cairan

Ψ_P = faktor koreksi empiris

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-\varepsilon)}}$$

Berat liquid = 2,235 kg

Berat *solid silica* = 0,745 kg

ρ liquid = 782,278 kg/m³

$$\begin{aligned}\mu &= 0,324 \cdot \rho^{0,5} = (0,324 \cdot (782,278)^{0,5} \cdot 2,42) \text{ lb/ft.jam} \\ &= 21,930 \text{ lb/ft.jam} = 6,092 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

ρ *solid silica* = 2200 kg/m³

$$\varepsilon = \frac{2,235 / 782,278}{(2,235 / 782,278) + (0,745 / 2200)} = 0,894$$

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-0,894)}} = 0,641$$

$$\mu_m = \mu_{\text{campuran}} = \frac{6,092 \cdot 10^{-3}}{0,641} = 9,498 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung ukuran pipa

Debit *slurry* aseton-silika masuk = $3,196 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{jam} = 3,135 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^3/\text{s}$

Asumsi: aliran laminar ($N_{Re} < 2.100$)

$$\begin{aligned}\text{ID opt (untuk laminar)} &= 3,0 Q_f^{0,36} \rho^{0,18} \quad [31, \text{Pg. 496}] \\ &= 3,0 \cdot (3,135 \cdot 10^{-5})^{0,36} \cdot (58,217)^{0,18} = 0,149 \text{ in}\end{aligned}$$

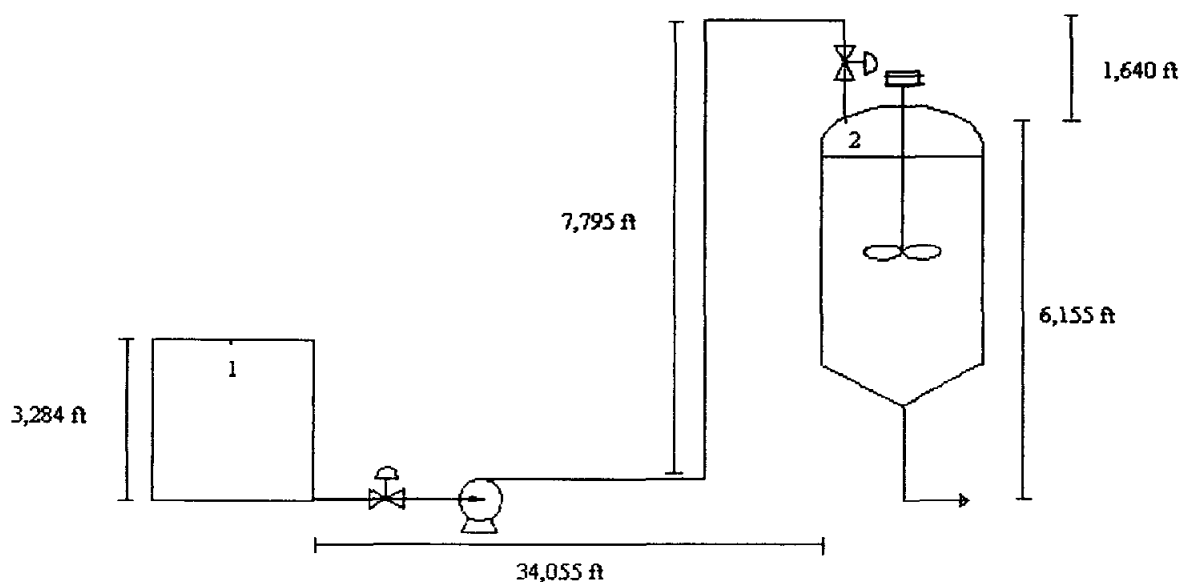
Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1/8 in *schedule* 40

[18, Tabel A.5-1]

- ID = 0,269 in = 0,022 ft
- OD = 0,405 in
- A = 0,0004 ft²

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{3,135 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 0,078 \text{ ft/s}$$

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu} = \frac{58,217 \text{ lb/cuft} \times 0,078 \text{ ft/s} \times 0,022 \text{ ft}}{9,498 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}} = 10,518 \text{ (laminar)}$$



Menghitung friksi total

Dari [18] Eq 2.7-28:

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana: $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 6,155 \text{ ft} - 3,284 \text{ ft} = 2,871 \text{ ft}$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 0$$

$$v_1 = 0, v_2 = 0,078 \text{ ft/s}$$

Perhitungan ΣF :

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa:

$$K_c = 0,55 (1 - (A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}})) \quad [18, \text{Eq. 2.10-16, Pg. 93}]$$

$A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}} = 0$; karena A_{tangki} jauh lebih besar dibanding A_{pipa} sehingga:

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran laminar, $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0,55 \cdot \frac{0,078^2}{2 \cdot 0,5 \cdot 32,174} = 1,040 \cdot 10^{-4} \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

$$\text{panjang pipa lurus} = 34,055 \text{ ft} + 9,435 \text{ ft} = 43,49 \text{ ft}$$

Dalam sistem digunakan 3 unit *elbow* 90° dengan $L_e/D = 35$, dan 2 unit *gate*

valve dengan $L_e/D = 9$ [18, Tabel 2.10-1]

$$L_e = ((3 \times 35) + (2 \times 9)) \times 0,022 \text{ ft} = 123 \times 0,022 \text{ ft} = 2,706 \text{ ft}$$

$$\Delta L = \text{panjang total} = 43,490 + 2,706 \text{ ft} = 46,196 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = \frac{16}{N_{Re}} \quad [18, \text{Pg. 92}]$$

$$= \frac{16}{10,518}$$

$$= 1,521$$

$$F_f = \frac{4 \cdot f \cdot \Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = \frac{4 \cdot 1,521 \cdot 46,196 \cdot 0,078^2}{0,022 \cdot 2 \cdot 32,174} = 1,208 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma F = hc + F_f = 1,040 \cdot 10^{-4} + 1,208 = 1,208 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung power pompa

$$\frac{1}{2 \cdot 0,5 \cdot 32,174} \cdot (0,078^2 - 0) + \frac{32,174}{32,174} \cdot 2,871 + 0 + 1,208 + W_s = 0$$

$$W_s = -4,079 \text{ ft.lbf/lbm} = -12,193 \text{ J/kg} = -12,193 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 18\%$$

[31, Fig. 14-37, Pg. 520]

$$\text{brake hp} = \frac{-w_s \cdot m}{\eta \cdot 0,7457}$$

$$= \frac{12,193 \cdot 10^{-3} \cdot 8,278 \cdot 10^4}{0,18 \cdot 0,7457} = 7,519 \cdot 10^{-5} \text{ hp}$$

Dari [31, Fig. 14-38, Pg. 521], didapatkan efisiensi motor = 80%

$$\text{Power} = \frac{\text{brake hp}}{\eta_o} = \frac{7,519 \cdot 10^{-5}}{0,8} = 9,4 \cdot 10^{-5} \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa:

Ukuran pipa : 0,125 in sch 40

Panjang pipa : 43,49 ft

Rate aliran pompa: $3,135 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{jam}$

Power : 0,25 hp

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

5. Tangki TBHP (F-314)

Fungsi: Menyimpan TBHP sebelum dimasukkan ke dalam reaktor

Tipe: Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berupa *plate* datar (rata) di atas tanah. [30, Pg. 10-138]

Dasar pemilihan:

- Menyimpan bahan berbentuk cair.
- Pemilihan tangki dengan alas berbentuk datar (rata) di atas tanah akan memberikan harga yang minimum. [30, Pg. 10-138]

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 1\text{ atm}$
- Sistem operasi: kontinyu
- Kapasitas: dari neraca massa didapatkan massa TBHP yang masuk reaktor adalah 57,092 kg/jam yang diambil sebagai kapasitas tangki. (Pengiriman bahan baku dilakukan 1 minggu sekali dengan 7 hari kerja untuk tiap

minggunya, sehingga tangki TBHP dibuat dengan kapasitas untuk bahan baku selama 7 hari).

- Densitas kulit jeruk = $7,14 \text{ lbm/gal} = 53,414 \text{ lbm/ft}^3 = 855,612 \text{ kg/m}^3$ [28]

- $1 \text{ m}^3 = 35,313 \text{ ft}^3$

$1 \text{ ft} = 12 \text{ in.}$ [18, App. A.1-3]

- Tinggi *shell* (H_s) = $1,5 \times \text{Diameter shell (D)}$ [34 Eq. 5.11, Pg. 43]

- Volume tangki penampung = $1,2 \times \text{Volume larutan total}$ [18]

- $\rho \text{ TBHP} = 896 \text{ kg/m}^3$

TBHP merupakan bahan yang bersifat korosif. [35]

Perhitungan:

Volume Tangki

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas tangki TBHP} &= 57,092 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 9591,456 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan total} &= \frac{\text{kapasitas tangki TBHP}}{\rho \text{ TBHP}} \\ &= \frac{9591,456 \text{ kg}}{896 \text{ kg/m}^3} = 10,705 \text{ m}^3 = 378,017 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 \cdot H_s = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 \cdot 1,5 \cdot D = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 1,5 \cdot D^3$$

$$\text{Volume shell} = 1,2 \times \text{volume larutan total}$$

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 1,5 \cdot D^3 = 1,2 \times 378,017 \text{ ft}^3$$

$$1,1775.D^3 = 453,620 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 385,240 \text{ ft}^3$$

$$D = 7,276 \text{ ft} \approx 7,5 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,5.D = 11,25 \text{ ft} \approx 11,3 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam shell (H)} = \frac{\text{volume larutan total}}{\frac{\pi}{4}.D^2}$$

$$= \frac{378,017 \text{ ft}^3}{\frac{\pi}{4}.(7,5 \text{ ft})^2} = 8,561 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{TBHP}} = 896 \text{ kg/m}^3 = 896 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1}{16,0185} \frac{\text{lbm/ft}^3}{\text{kg/m}^3} = 55,935 \text{ lbm/ft}^3$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatik}} &= \left(\frac{\rho \times H}{144} \right) \text{ psi} \\ &= \left(\frac{55,935 \text{ lbm/ft}^3 \times 8,561 \text{ ft}}{144} \right) \\ &= 3,325 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,5 \times P_{\text{operasi}} = 1,5 \times 3,325 \text{ psi} = 4,988 \text{ psi}$$

Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2 \times (f.E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

P: P desain = 4,988 psi

Di : 7,5 ft = 90 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in)

([29], 1984)

f : $f_{allowable}$ = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

= 0,8

[34, Tabel 13.2]

$$t_s = \frac{(4,988 \text{ psi}) \times (90 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 4,988 \text{ psia}))} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,135 \text{ in, diambil } \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Tebal Tutup

Tebal tutup atas = tebal tutup bawah yang berbentuk *plate* datar

$$t_a = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot f \cdot E} + c \quad [34, \text{Pg. 45, Eq. 3.16}]$$

P : P desain = 4,988 psi

Di : 7,5 ft = 90 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : $f_{allowable}$ = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

$$= 0,8$$

[34, Tabel 13.2]

$$t_a = \frac{(4,988 \text{ psi}) \times (90 \text{ in})}{2 \times (18.750 \text{ psi}) \times (0,8)} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,135 \text{ in diambil} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Spesifikasi Tangki TBHP:

Nama alat : Tangki TBHP

Kapasitas : 9591,456 kg

Diameter tangki : 7,50 ft

Tinggi tangki (H *shell*) : 11,30 ft

Tebal *shell* : $\frac{3}{16}$ in

Tebal tutup : $\frac{3}{16}$ in

Tebal alas : $\frac{3}{16}$ in

Bahan konstruksi : *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

Jumlah : 1 unit

6. Pompa (L-315)

Fungsi: Mengalirkan TBHP dari Tangki TBHP (F-314) ke Reaktor (R-310).

Tipe: *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan: ekonomis dan efektif untuk mengalirkan fluida yang memiliki viskositas hingga 0,2 Pa.s.

Data:

- T operasi = 28°C
- Dari neraca massa reaktor (R-310), didapatkan massa TBHP masuk reaktor adalah 57,092 kg/jam = 0,016 kg/s
- $\rho_{\text{TBHP}} = 883,413 \text{ kg/m}^3 = 55,152 \text{ lb/ft}^3$

Perhitungan:

μ untuk TBHP dihitung dengan:

$$\text{Log } \mu_{\text{liq}} = A + B/T + CT + DT^2 \quad [36]$$

dimana: $A_{\text{TBHP}} = -6,5870$; $B_{\text{TBHP}} = 1,0437 \cdot 10^3$;

$$C_{\text{TBHP}} = 1,4009 \cdot 10^{-2} ; D_{\text{TBHP}} = 1,3397 \cdot 10^{-5}$$

$$\mu_{\text{liq}} = 204,613 \text{ cps} = 0,137 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung ukuran pipa

$$\text{Debit TBHP masuk} = 0,065 \text{ m}^3/\text{jam} = 6,339 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi: aliran laminar ($N_{\text{Re}} < 2100$)

$$\text{ID opt (untuk laminar)} = 3,0 Q_f^{0,36} \mu^{0,18} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

$$= 3,0 \cdot (6,339 \cdot 10^{-4})^{0,36} \cdot (0,137)^{0,18} = 0,148 \text{ in}$$

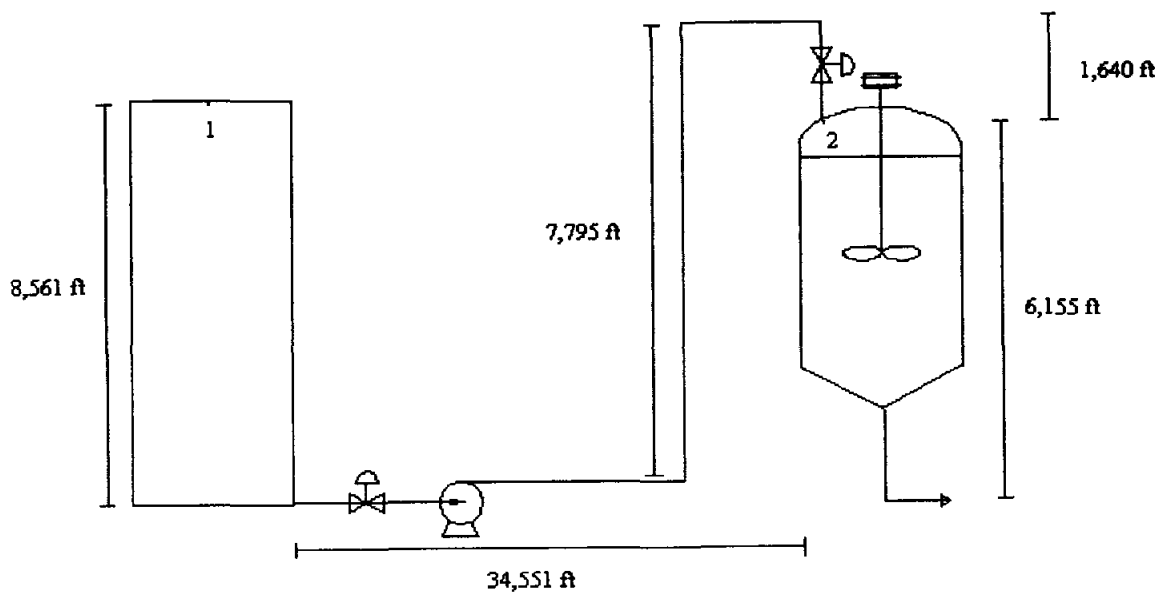
Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1/8 in *schedule* 40

[18, Tabel A.5-1]

- ID = 0,269 in = 0,022 ft
- OD = 0,405 in
- A = 0,0004 ft²

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{6,339 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 1,585 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,022 \cdot 1,585 \cdot 55,152}{0,137} = 14,038 \text{ (laminar)}$$



Menghitung friksi total

Dari [18] Eq. 2.7-28:

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana: $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 6,155 \text{ ft} - 8,561 \text{ ft} = -2,406 \text{ ft}$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 0$$

$$v_1 = 0, v_2 = 1,585 \text{ ft/s}$$

Perhitungan ΣF :

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa:

$$K_c = 0,55 (1 - (A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}})) \quad [18, \text{Eq. 2.10-16, Pg. 93}]$$

$A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}} = 0$; karena A_{tangki} jauh lebih besar dibanding A_{pipa} sehingga:

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran laminar, $\alpha = 0,5$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0,55 \cdot \frac{1,585^2}{2 \cdot 0,5 \cdot 32,174} = 0,043 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

$$\text{panjang pipa lurus} = 34,551 \text{ ft} + 9,435 \text{ ft} = 43,986 \text{ ft}$$

Dalam sistem digunakan 3 unit *elbow* 90° dengan $Le/D = 35$, dan 2 unit *gate valve* dengan $Le/D = 9$

[18, Tabel 2.10-1]

$$Le = ((3 \times 35) + (2 \times 9)) \times 0,022 \text{ ft} = 123 \times 0,022 \text{ ft} = 2,706 \text{ ft}$$

$$\Delta L = \text{panjang total} = 43,986 \text{ ft} + 2,706 \text{ ft} = 46,692 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = \frac{16}{N_{Re}} \quad [18, \text{Pg. 92}]$$

$$= \frac{16}{14,038}$$

$$= 1,140$$

$$F_f = \frac{4 \cdot f \cdot \Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = \frac{4 \cdot 1,140 \cdot 46,692 \cdot 1,585^2}{0,022 \cdot 2 \cdot 32,174} = 377,840 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma F = hc + F_f = 0,043 + 377,840 = 377,883 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung power pompa

$$\frac{1}{2 \cdot 0,5 \cdot 32,174} \cdot (1,585^2 - 0) + \frac{32,174}{32,174} \cdot -2,406 + 0 + 377,883 + W_s = 0$$

$$W_s = -375,555 \text{ ft.lbf/lbm} = -1122,535 \text{ J/kg} = -1,123 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 18\% \quad [31, \text{ Fig 14-37, Pg. 520}]$$

$$\text{brake hp} = \frac{-w_s \cdot m}{\eta \cdot 0,7457}$$

$$= \frac{1,123 \cdot 0,016}{0,18 \cdot 0,7457} = 0,134 \text{ hp}$$

Dari [31, Fig 14-38, Pg. 521], didapatkan efisiensi motor = 80%

$$\text{Power} = \frac{\text{brake hp}}{\eta_o} = \frac{0,134}{0,8} = 0,167 \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa:

Ukuran pipa : 0,125 in sch 40

Panjang pipa : 43,986 ft

Rate aliran pompa : $6,339 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{s}$

Power : 0,25 hp

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

7. Tangki Pencuci Kulit Jeruk (F-120)

Fungsi: Menghilangkan kotoran yang menempel pada kulit jeruk

Tipe: Silinder tegak tertutup dilengkapi dengan pengaduk dengan tutup atas berupa *plate* datar dan tutup bawah berbentuk konis.

Dasar Pemilihan: Konstruksinya sederhana dan harganya murah.

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28^{\circ}\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$
- Kapasitas = 10.000 kg kulit jeruk/jam
- Suhu air pencuci = 28°C , ρ air pencuci = $996,24 \text{ kg/m}^3$

[18, App. A.2-3]

- $1 \text{ m}^3 = 35,313 \text{ ft}^3$

$$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,0185 \text{ kg/m}^3$$

$$1 \text{ ft}^3 = 7,481 \text{ gal}$$

[18, App. A.1-6]

- Densitas kulit jeruk = $7,14 \text{ lbm/gal} = 53,414 \text{ lbm/ft}^3 = 855,612 \text{ kg/m}^3$ [28]

- Volume *shell* = $1,2 \times$ Volume bahan total [18]

- Tinggi *shell* (H_s) = $1,5 \times$ Diameter *shell* (D) [34, Eq. 5.11, Pg.43]

- Sudut konis pada tutup tangki = 60° [34, Pg. 96]

- Diameter *nozzle* (Dn) yang pada umumnya digunakan berkisar 4, 8, dan 10 in.

[34, Pg. 96]

Perhitungan:

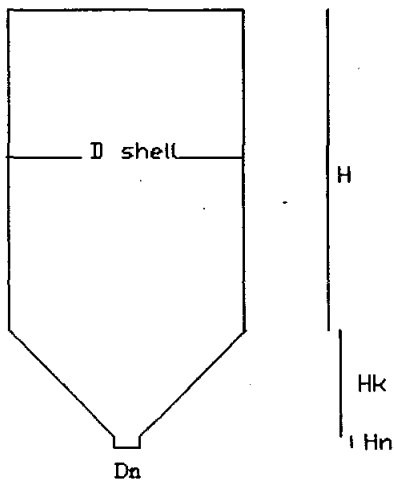
Volume Tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume air pencuci} &= \frac{\text{massa air pencuci}}{\text{densitas air pencuci}} = \frac{200.000 \text{ kg/jam}}{996,24 \text{ kg/m}^3} \\ &= 200,755 \text{ m}^3/\text{jam} = 7.089,256 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume kulit jeruk} &= \frac{\text{massa kulit jeruk}}{\text{densitas kulit jeruk}} = \frac{10.000 \text{ kg/jam}}{855,612 \text{ kg/m}^3} \\ &= 11,688 \text{ m}^3/\text{jam} = 412,722 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

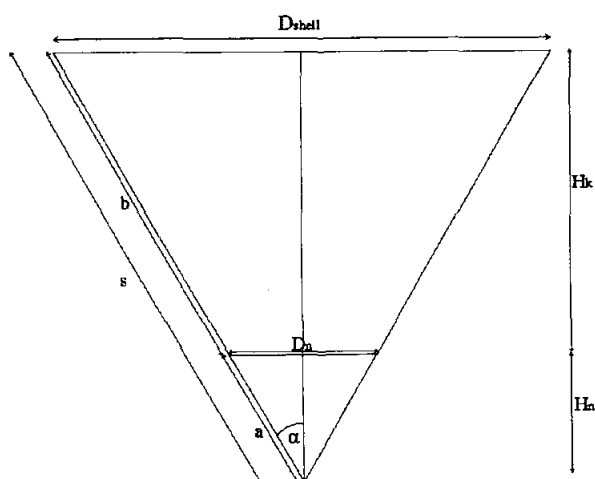
$$\begin{aligned}\text{Total volume bahan masuk bak pencuci} &= 7.089,256 + 412,722 = 7.501,978 \\ &\text{ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 1,2 \times \text{total volume masuk bak pencuci} \\ &= 1,2 \times 7.501,978 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 9.002,373 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$



Keterangan: D = diameter *shell*
 H_s = tinggi *shell*
 H_k = tinggi konis
 H_n = tinggi *nozzle*
 D_n = diameter *nozzle*

$$\text{Volume shell} = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 \cdot H_s = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 \cdot 1,5 \cdot D = \left(\frac{\pi}{4}\right) 1,5 \cdot D^3$$



Sudut konis pada tutup tangki = 60° sehingga $\alpha = \frac{60}{2} = 30^\circ$

Diameter *nozzle* (D_n) yang digunakan adalah 8 in (0,667 ft).

$$H_n = \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha} \quad [34, \text{Pg. 153}]$$

$$\begin{aligned} H_k &= \frac{D}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - H_n = \frac{D}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha} \\ &= \frac{D - D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times (H_k + H_n) - \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_n^2 \times H_n \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \left(\frac{D - D_n}{2 \cdot \text{tg } 30} + \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } 30} \right) - \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_n^2 \times \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } 30} \\ &= \frac{\pi}{24 \cdot \text{tg } 30} (D^3 - D_n^3) \end{aligned}$$

Volume tangki = volume *shell* + volume konis

$$9.002,373 \text{ ft}^3/\text{jam} = \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot 1,5 \cdot D^3 + \frac{\pi}{24 \cdot \text{tg } 30} (D^3 - D_n^3)$$

$$9.002,373 = 0,785 \cdot 1,5 \cdot D^3 + \frac{\pi}{13,856} (D^3 - 0,667^3)$$

$$9.002,373 = 1,1775 \cdot D^3 + 0,227 (D^3 - 0,667^3)$$

$$9.002,373 = 1,1775 \cdot D^3 + 0,227 \cdot D^3 - 0,067$$

$$9.006,545 = 1,4045.D^3$$

$$D^3 = 6412,635$$

$$D = 18,579 \text{ ft} \approx 18,6 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,5.D = 27,868 \text{ ft} \approx 27,9 \text{ ft}$$

$$H_n = \frac{D_n}{2.tg \alpha} = \frac{0,667}{2.tg 30} = 0,578 \text{ ft}$$

$$H_k = \frac{D}{2.tg \alpha} - H_n = \frac{18,579}{2.tg 30} - 0,578 = 15,512 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi tangki total} = H_s + H_k$$

$$= 27,868 \text{ ft} + 15,512 \text{ ft}$$

$$= 43,380 \text{ ft}$$

$$a = \sqrt{\left(\frac{D_n}{2}\right)^2 + H_n^2}$$

$$= \sqrt{\left(\frac{0,667}{2}\right)^2 + 0,578^2}$$

$$= \sqrt{0,0445} = 0,667 \text{ ft}$$

$$s = \sqrt{\left(\frac{D}{2}\right)^2 + (H_k + H_n)^2}$$

$$= \sqrt{\left(\frac{18,579}{2}\right)^2 + (15,512 + 0,578)^2}$$

$$= \sqrt{345,163} = 18,579 \text{ ft}$$

$$b = s - a$$

$$= (18,579 - 0,667) \text{ m}$$

$$= 17,912 \text{ ft}$$

Total volume bahan masuk bak pencuci = volume *shell* + volume konis

$$7.501,978 \text{ ft}^3/\text{jam} = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 \cdot H_{bs} + \frac{\pi}{24 \cdot \tan 30} (D^3 - D_n^3)$$

$$7.501,978 = \left(\frac{\pi}{4}\right) 18,579^2 \cdot H_{bs} + \frac{\pi}{24 \cdot \tan 30} (18,579^3 - 0,667^3)$$

$$7.501,978 = 270,953 \cdot H_{bs} + 1.453,1$$

$$H_{bs} = \text{tinggi bahan dalam shell} = 22,324 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi bahan dalam tangki (Ht)} = H_{bs} + H_k$$

$$= 22,324 \text{ ft} + 15,512 \text{ ft}$$

$$= 37,836 \text{ ft}$$

$$X_{\text{air}} = \frac{m_{\text{air}}}{m_{\text{air}} + m_{\text{kulit jeruk}}}$$

$$= \frac{200.000 \text{ kg/jam}}{200.000 \text{ kg/jam} + 10.000 \text{ kg/jam}} = 0,952$$

$$X_{\text{kulit jeruk}} = \frac{m_{\text{kulit jeruk}}}{m_{\text{air}} + m_{\text{kulit jeruk}}}$$

$$= \frac{10.000 \text{ kg/jam}}{200.000 \text{ kg/jam} + 10.000 \text{ kg/jam}} = 0,048$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{X_{\text{air}}}{\rho_{\text{air}}} + \frac{X_{\text{kulit jeruk}}}{\rho_{\text{kulit jeruk}}}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{0,952}{1000 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,048}{855,612 \text{ kg/m}^3}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{(0,952 \times 855,612) + (0,048 \times 1000)}{1000 \times 855,612}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 992,028 \text{ kg/m}^3 = 61,930 \text{ lbm/ft}^3$$

Tekanan Desain

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatik}} = \left(\frac{\rho \times Ht}{144} \right) \text{ psi}$$

$$= \left(\frac{61,930 \text{ lbm/ft}^3 \times 37,836 \text{ ft}}{144} \right) \text{ psi}$$

$$= 16,272 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,5 \times P_{\text{operasi}} = 1,5 \times 16,272 \text{ psi} = 24,408 \text{ psi}$$

Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

P: P desain = 24,408 psi

Di: 18,579 ft = 222,943 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : *f allowable* = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

= 0,8 [34, Tabel 13.2]

$$t_s = \frac{(24,408 \text{ psi}) \times (222,943 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 222,943 \text{ psi}))} + 0,12 \text{ in}$$

= 0,302 in, diambil $\approx \frac{5}{16}$ in [34, App. F, Tabel 2]

Tebal Tutup

Tutup atas berupa *plate* datar.

$$t_a = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot f \cdot E} + c \quad [34, \text{Pg. 45, Eq. 3.16}]$$

P: P desain = 24,408 psi

Di: 18,579 ft = 222,493 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : $f_{allowable} = 18.750 \text{ psi}$ untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

$$= 0,8$$

[34, Tabel 13.2]

$$t_a = \frac{(24,408 \text{ psi}) \times (222,493 \text{ in})}{2 \times (18.750 \text{ psi}) \times 0,8} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,301 \text{ in diambil} \approx \frac{5}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Menghitung Dimensi dan Power Pengaduk

Tipe: *gate paddle*

Dasar pemilihan: sederhana, pola alirannya axial, dan dapat digunakan untuk mengaduk suspensi *solid* hingga viskositas 500.000 cp. [29]

Data:

- Kecepatan pengaduk (N) = 60 rpm = 1 rps
- Menggunakan satu unit pengaduk
- Viskositas dapat ditentukan dengan Persamaan:

$$\mu = 0,324 \times \rho^{0,5} \quad [30, \text{Pg. 3-246}]$$

$$\mu = 0,324 \times (0,9920 \text{ gr/cm}^3)^{0,5}$$

$$\mu = 0,3227 \text{ cp} = 0,32270,745 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$$

- $\rho \text{ campuran} = 992,028 \text{ kg/m}^3 = 0,9920 \text{ gr/cm}^3$

Perhitungan:

$$D_t = 18,579 \text{ ft} = 5,663 \text{ m}$$

$$\text{Diameter impeller } (D_a) = 0,9 \times D_t \quad [37, \text{Pg. 225}]$$

$$= 0,9 \times 5,663 \text{ m}$$

$$= 5,096 \text{ m} \approx 5,100 \text{ m}$$

$$\text{Lebar impeller } (W) = 0,1 \times D_t$$

$$= 0,1 \times 5,663 \text{ m}$$

$$= 0,566 \text{ m}$$

$$\text{Jarak impeller dari dasar tangki} = 0,05 \times D_t$$

$$= 0,05 \times 5,663 \text{ m}$$

$$= 0,283 \text{ m}$$

$$N_{Re} = \frac{N \times D_a^2 \times \rho}{\mu} \quad [18, \text{Eq. 3.4-1}]$$

Dimana:

D_a = diameter *impeller*, m

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, kg/m^3

μ = viskositas campuran, kg/m.s

$$N_{Re} = \frac{N \times D_a^2 \times \rho}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{1 \text{ rps} \times 5,096^2 \times 992,028}{0,3227 \times 10^{-3}} = 1.604.288 \text{ (turbulen)}$$

Jenis pengaduk : *gate paddle*

Kecepatan pengaduk (N) : 1 rps

Diameter *impeller* (Da) : 5,10 m

Power pengaduk : 0,002 Hp

Tangki ini dilengkapi dengan *screen* (3 mesh) untuk menahan solid dalam tangki selama pengeluaran air pencuci.

Bahan konstruksi : *Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)*

Jumlah : 1 unit

8. *Bucket Elevator (J-131)*

Fungsi: Membawa kulit jeruk dari Tangki Pencucian (F-120) menuju *TrayDryer* (B-130).

Tipe: *Centrifugal discharge Bucket*

Data:

- Kapasitas: 10.650 kg/jam
- *Bulk density*: 64,68 lb/ft³
- Sudut elevasi: 90 °
- Kondisi operasi pada T = 28°C dan P = 1 atm

Perhitungan:

Diinginkan: *Rate* pengeluaran = 10.650 kg/jam
= 10,65 ton/jam

Tinggi elevasi *bucket* = $L = 7,5 \text{ m} = 24,606 \text{ ft}$

Dari [56, Pg. 1349]:

$$H_p = \frac{TPH \times 2 \times L}{1000}$$

Dimana: TPH = *kapasitas feed*, ton/jam

L = *tinggi elevasi bucket*

$$H_p = \frac{10,65 \times 2 \times 24,606}{1000} = 0,524 \text{ Hp}$$

Dari [31, Pg. 521, Fig 14-38] efisiensi motor = 80 %

$$H_p = \frac{100}{80} \times 0,524 = 0,655 \text{ hp}$$

Dipakai motor dengan power = 1 hp

Data untuk *bucket elevator* dapat dilihat pada [52, Pg. 7-13, Tabel 7-8]

Spesifikasi *Bucket Elevator*:

Size of bucket : 6 x 4 x 4 ½ in

Bucket spacing : 12 in

Elevator center : 25 ft

Hand shaft : 43 rpm

Bucket speed : 225 ft/menit

Shaft diameter : *Head* = 1 15/16 in ; *Tail* = 1 11/16 in

Pulleys diameter : *Head* = 20 in ; *Tail* = 14 in

<i>Belt width</i>	: 7 in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Power	: 1 hp
Jumlah	: 1 unit

9. *Air Heater (Q-133)*

Fungsi : Memanaskan udara sebelum masuk ke menara adsorber (B-132)

Tipe : *Flow Torch 800*

Dasar pemilihan : Memiliki range suhu pemanasan yang sesuai dan memiliki kapasitas cukup besar

Spesifikasi Alat *Air Heater* :

Power : 75 kW

Temperatur udara keluar : 35 – 500°C

Laju maksimum dari udara : 2000 ft³/menit

Tekanan maksimum : 3 psig

Tinggi total : 11,6 inch

Mount width : 6 inch

Inlet fitting :

- jumlah *tube* : 6 *tubes*
- diameter luar *tube* : 6 inch

Outlet fitting :

- jumlah *tube* : 6 *tubes*
- diameter luar *tube* : 6 inch

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 7 unit

[63]

10. Menara Adsorber (D-132)

Fungsi: Menurunkan kadar air dalam udara

Tipe: *Packed Tower*

Dasar Pemilihan: Dapat menghasilkan udara kering pada suhu rendah.

Data:

- Kondisi operasi pada $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$ [38]
- *Feed* berupa udara bersuhu $40\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 101,325 Kpa
- Dari neraca massa diperoleh data bahwa udara jenuh yang masuk
= 27.675,707 kg udara lembab/jam
- Densitas udara pada $40\text{ }^{\circ}\text{C} = \rho = 1,138\text{ kg/m}^3$
- Viskositas udara pada $40\text{ }^{\circ}\text{C} = \mu = 1,92 \times 10^{-5}\text{ kg/m.s}$ [18]
- Bahan isian = *silica gel* $\rightarrow D_p = 1,2\text{ cm} = 0,012\text{ m}$
- *Void fraction* = $\varepsilon = 0,4$

Diinginkan:

- Kecepatan udara = $G' = 3,5\text{ kg/m}^2.\text{s}$

- *Pressure drop* = $\Delta P = 0,3 \text{ bar} = 30000 \text{ kg/m.s}^2$

Perhitungan:

Volume udara masuk = $27.675,707 \text{ (kg/jam)} / 1,138 \text{ (kg/m}^3\text{)} = 24319,602 \text{ m}^3\text{/jam}$

$$N_{Re} = \frac{G' Dp}{(1-\varepsilon) \cdot \mu} = \frac{3,5 \times 0,012}{(1-0,4) \cdot 1,92 \cdot 10^{-5}} = 3645,833 \text{ (turbulen karena } N_{Re} > 10)$$

Persamaan untuk aliran turbulen dalam *packed bed*:

$$\frac{\Delta P \cdot \rho}{(G')^2} \cdot \frac{Dp}{\Delta L} \cdot \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} = \frac{150}{N_{Re}} + 1,75 \quad [18]$$

$$\frac{30000 \cdot 1,138}{(3,5)^2} \cdot \frac{0,012}{\Delta L} \cdot \frac{(0,4)^3}{(1-0,4)} = \frac{150}{3645,833} + 1,75$$

$$\text{Tinggi tower} = \Delta L = 1,990 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

$$\text{Flow rate udara} = V = 0,265 \text{ kgmol/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter tower} = D &= \left(\frac{4 \cdot V \cdot BMg}{\pi \cdot G'} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \cdot 0,265 \cdot 28,97}{\pi \cdot 3,5} \right)^{1/2} = 1,673 \text{ m} \end{aligned} \quad [29]$$

Spesifikasi Menara Adsorber:

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Bahan adsorber : *Silica gel*

Jenis tower : *Packed bed*

Tinggi tower (ΔL) : 2 m

Diameter tower (D) : 1,673 m

Jumlah : 1 unit

11. *TrayDryer* (B-130)

Fungsi: Menurunkan kadar air kulit jeruk sebelum masuk ke *Rotary Cutter* (C-140)

Tipe: *Direct Tunnel Contactor*

Dasar Pemilihan: Baik untuk *solid* dengan ukuran yang relatif besar dan dengan bentuk khusus.

Data:

- Kondisi operasi:
 - $T = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$, karena udara kering yang masuk bersuhu $40\text{ }^{\circ}\text{C}$. [38]
 - Tekanan = 1 atm
- Kecepatan aliran padatan = 0,2 m/s
- $1\text{ g/cm}^3 = 8,345\text{ lbm/gal}$ [18, App. A.1-2]
- Panjang *tray* = 5 m
- Lebar *tray* = 2 m
- Ketinggian tumpukan bahan dalam *tray* = 5 cm = 0,05 m
- Dari neraca massa di *TrayDryer* diketahui bahwa:
 - Massa kulit jeruk masuk *TrayDryer* = 10.650,000 kg/jam
 - Massa udara pengering = 26.783,606 kg

Perhitungan:

$$\text{Volume kulit jeruk} = \frac{\text{massa kulit jeruk}}{\text{densitas kulit jeruk}} = \frac{10.650 \text{ kg/jam}}{855,612 \text{ kg/m}^3} = 12,447 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal padatan} = \frac{\text{panjang tray}}{\text{kecepatan aliran padatan}} = \frac{5 \text{ m}}{0,2 \text{ m/s}} = 25 \text{ s}$$

$$\text{Rate udara pengering} = \frac{\text{massa udara pengering}}{\text{waktu operasi}} = \frac{26.783,606 \text{ kg}}{3.600 \text{ s}} = 7,440 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju pengeringan} &= \frac{\text{massa air yang berpindah ke udara pengering}}{\text{massa kulit jeruk masuk tray dryer x waktu operasi}} \\ &= \frac{1303,6 \text{ kg air/jam}}{10.650 \text{ kg solid/jam x 1 jam}} \\ &= 0,122 \text{ (kg air/kg solid.jam)} \end{aligned}$$

Dryer dilengkapi dengan belt conveyor dengan spesifikasi:

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28^\circ\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$
- Dari neraca massa didapatkan bahwa massa kulit jeruk yang dibawa oleh *belt conveyor* menuju *TrayDryer* = $9.346,400 \text{ kg/jam} = 9,3464 \text{ ton/jam}$
- Panjang *belt conveyor* = 10 m [29]
- Sudut kemiringan *belt* = 0°

Dari [30, Tabel 21-7] untuk kapasitas 32 ton/jam diperoleh:

- Lebar *belt* : 35 cm
- *Belt speed* : 30,5 m/menit
- Hp/100 ft-center: 0,44 hp
- *Tripper* : 2 hp

Perhitungan:

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan belt} &= \frac{\text{rate kulit jeruk}}{\text{kapasitas belt conveyor}} \times \text{belt speed} \\ &= \frac{9,3464 \text{ ton/jam}}{32 \text{ ton/jam}} \times 30,5 \text{ m/menit} = 8,908 \text{ m/menit}\end{aligned}$$

Power yang diperlukan untuk panjang *belt conveyor* 100 ft dan *rate* massa kulit jeruk 10,650 ton/jam adalah:

$$\text{Hp untuk 100 ft} = \frac{9,3464 \text{ ton/jam}}{32 \text{ ton/jam}} \times 0,44 \text{ hp} = 0,129 \text{ hp}$$

Power yang diperlukan untuk panjang *belt conveyor* 10 m dan *rate* massa kulit jeruk 10,650 ton/jam adalah:

$$\begin{aligned}\text{Hp untuk 10 m} &= \frac{10 \text{ m}}{100 \text{ ft}} \times 0,129 \text{ hp} \\ &= \frac{10 \text{ m}}{30,479 \text{ m}} \times 0,129 \text{ hp} = 0,042 \text{ hp}\end{aligned}$$

Untuk *tripper*:

Untuk kecepatan *belt* = 8,908 m/menit, maka

$$Hp \text{ tripper} = \frac{8,908 \text{ m/menit}}{30,5 \text{ m/menit}} \times 2 \text{ hp} = 0,584 \text{ hp}$$

$$\begin{aligned} \text{Power total} &= \text{Hp untuk 10 m} + \text{Hp tripper} \\ &= 0,042 \text{ hp} + 0,584 \text{ hp} = 0,626 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

[31, Fig. 14-38]

$$\text{Power motor} = \frac{\text{power total}}{\text{efisiensi motor}} = \frac{0,626 \text{ hp}}{0,8} = 0,783 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi TrayDryer:

Kapasitas : 10.650 kg

Panjang tray : 5 m

Lebar tray : 2 m

Dilengkapi belt conveyor dengan

Lebar belt : 35 cm

Power : 1 hp

Jumlah : 1 unit

12. Rotary Cutter (C-140)Fungsi: Mengecilkan partikel kulit jeruk sampai diameter 10 cm – 1 mm.Tipe: Closed-Circuit Rotary Cutter

Dasar Pemilihan: Efektif untuk mengecilkan partikel yang sifatnya lengket dan *non-abrasive*.

Data:

- Dari neraca massa di *Rotary Cutter* didapatkan bahwa massa kulit jeruk yang masuk
 $= 9.346,400 \text{ kg/jam}$
- Kondisi operasi: $T = 35^\circ\text{C}$ karena kulit jeruk baru keluar dari *TrayDryer* (B-130) dan $P = 1 \text{ atm}$
- Maksimum diameter partikel $feed = 0,5 \text{ m}$
- Ratio Reduksi = 50 kali hingga dihasilkan partikel berdiameter $10 \text{ cm} - 1 \text{ mm}$.
- Diameter partikel kulit jeruk yang keluar = 1 cm .
- Kapasitas (C) = $\frac{\text{massa kulit jeruk masuk rotary cutter}}{\text{waktu tinggal}}$ [29]
- $1 \text{ kW} = 1,341 \text{ hp}$ [18]

Perhitungan:

Massa kulit jeruk masuk = $9.346,400 \text{ kg}$

Kapasitas (C) = $9.346,400 \text{ kg/jam} = 2,596 \text{ kg/s} \approx 2,6 \text{ kg/s}$

$$\begin{aligned} \text{Waktu operasi} &= \frac{\text{massa kulit jeruk masuk}}{\text{kapasitas}} \\ &= \frac{9.346,400 \text{ kg}}{2,6 \text{ kg/s}} = 3.594,769 \text{ s} = 59,913 \text{ menit} \end{aligned}$$

Power *cutter* = $100 \text{ C} = 100 \times 2,6 = 260 \text{ kW} \approx 348,67 \text{ hp}$

Spesifikasi Rotary Cutter:

Kapasitas	: 2,60 kg/s
Ukuran partikel yang dihasilkan	: 1 cm
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Power cutter	: 348,67 hp
Jumlah	: 1 unit

13. Screen (C-150)

Fungsi: Memisahkan *undersize* dan *oversize* partikel kulit jeruk.

Tipe: *Oscillatory Screen*.

Dasar Pemilihan: Ekonomis dan efisien karena seluruh permukaannya terpakai.

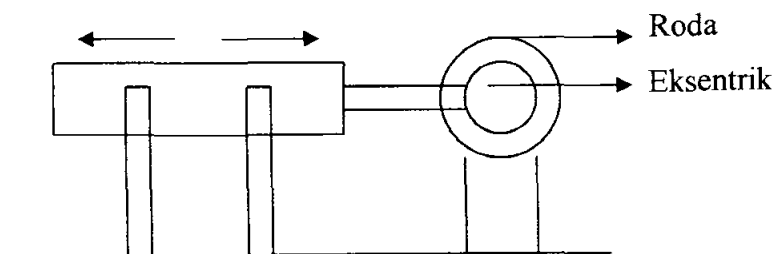
Data:

- Kondisi operasi: $T = 35^{\circ}\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$
- Kecepatan osilasi: 300 osilasi/menit
- $\text{Power Screen} = 50 \times \text{kapasitas kulit jeruk}$

[29]

$$= 50 \times 2,6$$

$$= 130 \text{ kW} = 174,33 \text{ hp}$$



Spesifikasi Screen:

Tinggi Screen	: 3 ft
Panjang Screen	: 8 ft
Lebar Screen	: 4 ft
Diameter roda	: 2 ft
Diameter eksentrik	: 0,5 ft
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Power Screen	: 174,33 hp
Jumlah	: 1 unit

14. Bucket Elevator (J-211)

Fungsi: Memindahkan kulit jeruk dari *Screen* menuju ke destilasi uap

Tipe: *Centrifugal discharge Bucket*

Data:

- Kapasitas: 9346,4 kg/jam
- *Bulk density*: 64,68 lb/ft³
- Sudut elevasi: 90°
- Kondisi operasi pada $T = 28^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$

Perhitungan:

Diinginkan: *Rate* pengeluaran = 9.346,4 kg/jam
= 9,3464 ton/jam

Tinggi elevasi *bucket* = $L = 7,5 \text{ m} = 24,606 \text{ ft}$

Dari [56, Pg. 1349]:

$$H_p = \frac{TPH \times 2 \times L}{1000}$$

Dimana: TPH = *kapasitas feed, ton/jam*

L = *tinggi elevasi bucket*

$$H_p = \frac{9,3464 \times 2 \times 24,606}{1000} = 0,460 \text{ Hp}$$

Dari [31, Pg. 521, Fig 14-38] efisiensi motor = 80 %

$$H_p = \frac{100}{80} \times 0,460 = 0,575 \text{ hp}$$

Dipakai motor dengan power = 1 hp

Data untuk *bucket elevator* dapat dilihat pada [30, 6th ed., Pg. 7-13, Tabel 7-8]

Spesifikasi *Bucket Elevator*:

Size of bucket : 6 x 4 x 4 ½ in

Bucket spacing : 12 in

Elevator center : 25 ft

Hand shaft : 43 rpm

Bucket speed : 225 ft/menit

Shaft diameter : Head = 1 15/16 in ; Tail = 1 11/16 in

<i>Pulleys diameter</i>	: <i>Head</i> = 20 in ; <i>Tail</i> = 14 in
<i>Belt width</i>	: 7 in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Power	: 1 hp
Jumlah	: 1 unit

15. Menara Destilasi Uap (D-210)

Fungsi: Mengekstrak komponen-komponen *Essential Oil* dalam kulit jeruk dengan menggunakan *saturated steam*.

Tipe: Kolom destilasi dengan tutup atas dan bawah berupa *hemispherical*, *steam* dimasukkan dari bagian bawah kolom yang dilewatkan pada kulit jeruk.

Dasar pemilihan: Sederhana dan ekonomis.

Data:

- Kondisi Operasi: $T = 100^{\circ}\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$
- Densitas kulit jeruk = $7,14 \text{ lbm/gal} = 53,414 \text{ lbm/ft}^3 = 855,612 \text{ kg/m}^3$ [28]
- Dari Neraca Massa untuk Destilasi Uap, didapatkan massa *steam* yang masuk ekstraktor = $46.732,000 \text{ kg/jam}$
- Densitas *steam* pada 100°C dan $1 \text{ atm} = 0,5977 \text{ kg/m}^3$ [39]

- Asumsi: waktu tinggal *steam* di dalam kolom destilasi adalah 0,25 menit dengan tujuan agar tidak dibutuhkan menara yang terlalu tinggi sehingga lebih ekonomis dalam pembuatannya.

$$\begin{aligned}\text{Volume kulit jeruk} &= \frac{\text{massa kulit jeruk}}{\rho \text{ kulit jeruk}} \\ &= \frac{9.346,400 \text{ kg}}{855,612 \text{ kg/m}^3} \\ &= 10,924 \text{ m}^3\end{aligned}$$

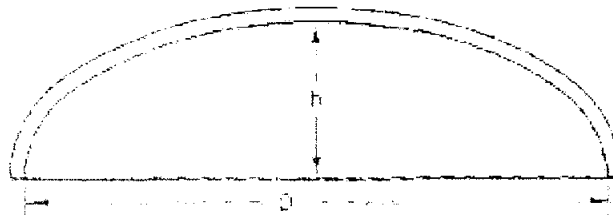
$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik steam} &= \frac{\text{massa steam masuk ekstraktor}}{\text{densitas steam}} \\ &= \frac{46.732,000 \text{ kg/jam}}{0,5977 \text{ kg/m}^3} \\ &= 78.186,38 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 78.186,38 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times \frac{1}{60 \text{ menit/jam}} = 1.303,106 \text{ m}^3/\text{menit}\end{aligned}$$

Steam akan terus-menerus masuk dan keluar kolom destilasi selama 5 jam dengan waktu tinggal *steam* di dalam ekstraktor adalah 1/4 menit, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Volume ekstraktor} &= \text{vol. steam masuk selama 1/4 menit} + \text{vol. kulit jeruk masuk} \\ &= \frac{1.303,106 \text{ m}^3}{4} + 10,924 \text{ m}^3 \\ &= 336,700 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Persamaan untuk perhitungan kolom (tangki) silinder dengan hemispherical head:

[30, Tabel 10-65]



$$H_s/D = 3$$

$$h = D/2$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s + 2 \left(\frac{\pi}{12} \times D^3 \right)$$

$$336,700 \text{ m}^3 = \pi \times \left(\frac{3}{4} + \frac{1}{6} \right) \times D^3$$

$$D = 4,891 \text{ m} = 16,046 \text{ ft}$$

$$H_s = 3.D = 3 \times 4,891 \text{ m} = 14,672 \text{ m} = 48,139 \text{ ft}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{X_{\text{steam}}}{\rho_{\text{steam}}} + \frac{X_{\text{kulit jeruk}}}{\rho_{\text{kulit jeruk}}}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{0,833}{0,5977 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,167}{855,612 \text{ kg/m}^3}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{(0,833 \times 855,612) + (0,167 \times 0,5977)}{0,5977 \times 855,612}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 0,717 \text{ kg/m}^3 = 0,045 \text{ lbm/ft}^3$$

Tinggi bahan di dalam kolom:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times Ht + \left(\frac{\pi}{12} \times D^3 \right)$$

$$336,700 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times (4,891 \text{ m})^2 \times Ht + \left(\frac{\pi}{12} \times 4,891^3 \right)$$

$$306,091 \text{ m}^3 = 18,779 \times Ht$$

$$Ht = 16,300 \text{ m} = 53,480 \text{ ft}$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= P \text{ hidrostatik} = \left(\frac{\rho \times Ht}{144} \right) \text{ psi} \\ &= \left(\frac{0,045 \text{ lbm/ft}^3 \times 53,480 \text{ ft}}{144} \right) \\ &= 0,017 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P \text{ desain} = 1,5 \times P \text{ operasi} = 1,5 \times 0,017 \text{ psi} = 0,025 \text{ psi}$$

Tebal *Shell*

$$t_s = \frac{P \times Di}{2 \times (f \cdot E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

$$P: P \text{ desain} = 0,025 \text{ psi}$$

$$Di: 16,046 \text{ ft} = 192,556 \text{ in}$$

$$c : \text{Faktor korosi maksimum} = 3 \text{ mm} = 0,01 \text{ ft} (0,12 \text{ in}) \quad [29]$$

$$f : f \text{ allowable} = 18.750 \text{ psi untuk Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)}$$

$$[34, \text{App. D, Pg. 342}]$$

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

$$= 0,8 \quad [34, \text{Tabel 13.2}]$$

$$t_s = \frac{(0,025 \text{ psi}) \times (192,556 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 0,025 \text{ psi}))} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,120 \text{ in, diambil } \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34, \text{App. F, Tabel 2}]$$

Tebal Tutup

Tipe head: *hemispherical*

Bahan : *Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)*

Head bagian atas = head bagian bawah

P: P desain = 0,025 psi

Di: 16,046 ft = 192,556 in

c: Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f: *f allowable* = 18.750 psi untuk *Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)*

[34, App. D, pg. 342]

E: Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

$$= 0,8 \quad [34, \text{Tabel 13.2}]$$

$$t_a = \frac{P \times D_i}{4 \cdot f \cdot E - 0.4P} + c \quad [34, \text{Eq. 7.88}]$$

$$= \frac{(0,025 \text{ psi}) \times (192,556 \text{ in})}{4 \times (18.750 \text{ psi}) \times 0.8 - 0.4 \times (0,025 \text{ psi})} + 0,12$$

$$= 0,12 \text{ in, diambil } \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

[34, App. F, Tabel 2]

$$\begin{aligned} H \text{ kolom total} &= H_{\text{shell}} + 2 \times h + 2 \times t_a \\ &= 48,139 \text{ ft} + 2 \times D/2 + 2 \times 0,016 \text{ ft} \\ &= 48,139 \text{ ft} + 16,046 \text{ ft} + 0,031 \text{ ft} \\ &= 64,216 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berat menara destilasi uap

$$\rho_{\text{steel}} = 490 \text{ lbm} / \text{ft}^3$$

[34, Pg. 156]

Berat shell

$$ID = 16,046 \text{ ft} = 192,556 \text{ in}$$

$$OD = 192,931 \text{ in} = 16,078 \text{ ft}$$

$$H_s = 48,139 \text{ ft}$$

$$\text{Volume selubung shell} = \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \cdot H_s - \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot H_s = \frac{\pi}{4} \cdot H_s \cdot (OD^2 - ID^2)$$

$$\text{Berat shell} = \text{volume selubung shell} \cdot \rho_{\text{steel}}$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot H_s \cdot (OD^2 - ID^2) \cdot \rho$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot 48,139 \cdot ((16,078)^2 - (16,046 \text{ ft})^2) \cdot 490 \text{ lbm} / \text{ft}^3 = 18.786,451 \text{ lbm}$$

Berat hemispherical dished head

Untuk :

$$t = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$D_i: 16,046 \text{ ft} = 192,556 \text{ in}$$

Approximate blank diameter (bd) didapat dari [34, Fig 5.12.]

$$= 124 \text{ in} = 10,333 \text{ ft}$$

$$\text{Volume selubung head} = \frac{\pi}{4} \cdot bd^2 \cdot t_d$$

$$\text{Volume selubung head} = \frac{\pi}{4} \cdot (10,333 \text{ ft})^2 \cdot \left(\frac{3/16}{12}\right) \text{ ft} = 1,310 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat head} = 2 \cdot \text{volume selubung head} \cdot \rho_{\text{steel}}$$

$$= 2 \cdot 1,310 \text{ ft}^3 \cdot 490 \text{ lbm/ft}^3 = 1.283,419 \text{ lbm}$$

Diasumsikan berat *nozzle*, baut, dll. adalah sebesar 20 % dari berat *shell* dan *head*.

$$\begin{aligned} \text{Jadi berat menara destilasi uap} &= 1,2 \cdot (\text{berat shell} + \text{berat head}) \\ &= 1,2 \cdot (18.786,451 + 1.283,419) \text{ lbm} \\ &= 24.083,844 \text{ lbm} \end{aligned}$$

Berat bahan dalam menara destilasi

$$\begin{aligned} \text{Berat bahan dalam menara destilasi uap} &= \text{kulit jeruk} + \text{steam} \\ &= (9.346,4 + 46.732) \text{ kg/jam} \\ &= 55.078,4 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 55.078,4 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 55.078,4 \text{ kg} = 123.632,355 \text{ lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga berat menara total} &= \text{berat menara destilasi uap} + \text{berat bahan} \\ &= (24.083,844 + 123.632,355) \text{ lbm} \\ &= 147.716,199 \text{ lbm} \end{aligned}$$

Sistem Penyangga

$$\text{Berat menara destilasi uap total} = 147.716,199 \text{ lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk perancangan diambil} &= 1,5 \cdot \text{berat menara destilasi uap total} \\ &= 1,5 \cdot (147.716,199 \text{ lbm}) = 221.574,299 \text{ lbm} \end{aligned}$$

Menara destilasi uap ditahan oleh 4 kaki (*leg*).

$$\text{Beban per leg} = 221.574,299 / 4 = 55.393,575 \text{ lbm}$$

Leg dilas pada bagian tengah menara destilasi uap (50 % tinggi menara destilasi uap).

Perancangan leg

Digunakan *leg* berupa *I-beam* dengan fondasi yang terbuat dari beton.

Karena *leg* dilas pada bagian tengah menara destilasi uap ($\pm 50\%$ tinggi menara destilasi uap), maka:

$$\text{Tinggi leg (l)} = \frac{1}{2} \cdot H + L$$

dimana: H = tinggi total menara destilasi uap = 64,216 ft

L = jarak dari bagian bawah tutup ke fondasi (diambil = 2 ft)

$$\text{Tinggi leg} = ((\frac{1}{2} \cdot 64,216) + 2) \text{ ft} = 34,108 \text{ ft} = 409,296 \text{ in}$$

Trial:

I-beam yang dipakai berukuran 24 in.

Dimensi I-beam:

[34, App. G, item 2, Pg. 354]

$$\text{Kedalaman beam (h)} = 24 \text{ in}$$

$$\text{Lebar flange (b)} = 8,048 \text{ in}$$

$$\text{Web thickness} = 0,798 \text{ in}$$

$$\text{Tebal flange rata-rata} = 1,102 \text{ in}$$

$$\text{Area of section (A)} = 35,13 \text{ in}^2$$

$$\text{Berat per ft} = 120 \text{ lb}$$

Peletakan dengan sumbu 1-1:

$$I = 3010,8 \text{ in}^4$$

$$S = 250,9 \text{ in}^3$$

$$r = 9,26 \text{ in}$$

Peletakan dengan sumbu 2-2:

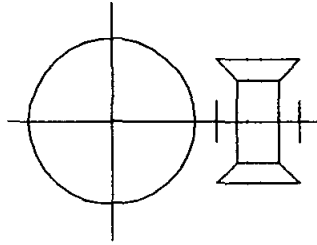
$$I = 84,9 \text{ in}^4$$

$$S = 21,1 \text{ in}^3$$

$$r = 1,56 \text{ in}$$

Dilakukan pengecekan terhadap peletakan menurut sumbu 1-1 maupun sumbu 2-2:

- Sumbu 1-1



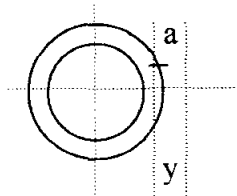
$$I = 409,296 \text{ in}^4$$

$$r = 9,26 \text{ in}$$

$$I/r = 409,296 / 9,26 = 44,2$$

$$\text{Stress kompresif yang diizinkan } (f_c) = 15.000 \text{ psi} \quad [34, \text{Eq. 4.22}]$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antara center line kolom dengan center line shell } (a) &= (1/2 \cdot b + 1,5) \text{ in} \\ &= ((1/2 \cdot 8,048) + 1,5) \text{ in} \\ &= 5,524 \text{ in} \end{aligned}$$



$$y = 1/2 \cdot b = 1/2 \cdot (8,048 \text{ in}) = 4,024 \text{ in}$$

$$Z = I / y = \frac{3010,8 \text{ in}^4}{4,024 \text{ in}} = 748,211 \text{ in}^3$$

$$\text{Beban kompresi total maksimum tiap leg } (P) = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L)}{n \cdot D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

$$[34, \text{Eq. 10.76}]$$

dimana:

P_w = beban angin total pada permukaan yang terbuka, lb

H = tinggi menara destilasi uap di atas fondasi, ft

L = jarak dari fondasi ke bagian bawah menara destilasi uap, ft

D_{bc} = diameter *anchor-bolt circle*, ft

n = jumlah penyangga = 4

ΣW = berat menara destilasi uap kosong + berat liquid dan beban mati lainnya

= berat perancangan = 221.574,299 lbm

Karena menara destilasi uap diletakkan di dalam ruangan (dianggap bebas angin)

dan daerah lokasi pabrik dianggap bebas gempa, maka $P_w = 0$, sehingga

persamaan di atas menjadi:

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = \frac{221.574,299 \text{ lbm}}{4} = 55.393,575 \text{ lbm}$$

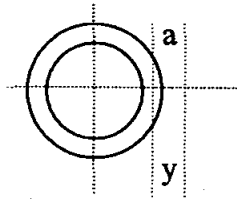
$$\text{Beban eksentrik } (f_{ec}) = \frac{P \cdot a}{Z} \quad [34, \text{Eq. 10.98}]$$

$$= \frac{55.393,575 \text{ lbm} \cdot 5,524 \text{ in}}{748,211 \text{ in}^3} = 408,968 \text{ lb / in}^2$$

- Sumbu 2-2

Stress kompresif yang diizinkan (f_c) = 15.000 psi

Jarak antara *center line* kolom dengan *center line shell* (a) = 5,524 in



$$y = \frac{1}{2} \cdot b = \frac{1}{2} \cdot (8,048 \text{ in}) = 4,024 \text{ in}$$

$$Z = I / y = \frac{84,9 \text{ in}^4}{4,024 \text{ in}} = 21,098 \text{ in}^3$$

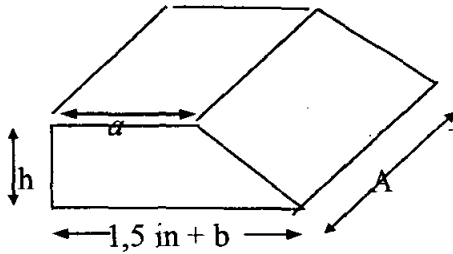
Dengan menggunakan [34, Eq. 10.76] dimana menara destilasi uap diletakkan di dalam ruangan (dianggap bebas angin) dan daerah lokasi pabrik dianggap bebas gempa, maka $P_w = 0$, sehingga didapatkan:

$$P = \frac{\sum W}{n} = \frac{221.574,299 \text{ lbm}}{4} = 55.393,575 \text{ lbm}$$

$$\text{Beban eksentrik (} f_{ec} \text{)} = \frac{P \cdot a}{Z} \quad [34, \text{Eq. 10.98}]$$

$$= \frac{55.393,575 \text{ lbm} \cdot 5,524 \text{ in}}{21,098 \text{ in}^3} = 14.503,184 \text{ lb / in}^2$$

Karena beban eksentrik yang didapat oleh sumbu 2-2 lebih besar bila dibandingkan dengan sumbu 1-1, maka dipilih perancangan *beam* dengan sumbu 1-1.

Perancangan *lug*

Setiap penyangga diberi 4 baut.

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n} = \frac{55.393,575 \text{ lbm}}{4} = 13.848,394 \text{ lb}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \quad [34, \text{Eq. 10.35, Pg. 190}]$$

dimana: f_{baut} = *stress* maksimum yang dapat ditahan setiap baut = 12000 psi

$$A_{\text{baut}} = \frac{13.848,394 \text{ lb}}{12000 \text{ lb/in}^2} = 1,154 \text{ in}^2$$

Dipakai baut *standard thread* dengan ukuran (diameter) = $3\frac{1}{8}$ in

$$M_y = \frac{\beta^3 \cdot t^2 \cdot P \cdot b \cdot R^2}{12 \cdot (1 - \mu^2) \cdot A \cdot h} \quad [45, \text{Eq. 13.2}]$$

$$\beta = 4 \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot (1 - \mu^2)}{R^2 \cdot t^2}}$$

dimana:

M_y = *bending moment*, lb.in

t = tebal *shell* = $\frac{3}{16}$ in

$$R = \frac{0,5 \cdot \text{ID} + 0,5 \cdot \text{OD}}{2} = \left(\frac{0,5 \cdot 16,078 + 0,5 \cdot 16,046}{2} \right) \text{ in} = 8,031 \text{ ft}$$

$$= 96,372 \text{ in}$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = 55.393,575 \text{ lb}$$

$$b = \text{jarak dari bagian tengah dinding } shell \text{ ke bagian tengah kolom} = 8,048 \text{ in}$$

$$A = \text{panjang } compression \text{ plate}$$

$$(\text{diambil} = \text{kedalaman } beam + 2 \text{ in} = (24 + 2) \text{ in} = 26 \text{ in})$$

$$h = \text{tinggi } gusset = \frac{5}{3} \cdot A = \frac{5}{3} \cdot (26 \text{ in}) = 43,333 \text{ in}$$

$$\mu = \text{poisson's ratio (untuk steel } \mu = 0,3)$$

$$\beta = 4 \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot (1 - 0,3^2)}{96,372^2 \cdot (3/16)^2}} = 0,366 \frac{1}{\text{in}^2}$$

$$M_y = \frac{(0,366)^3 \cdot (3/16)^2 \cdot 55.393,575 \cdot 8,048 \cdot (96,372)^2}{12 \cdot (1 - 0,3^2) \cdot 26 \cdot 43,333} = 579,010 \text{ lb.in}$$

$$\text{Tebal horizontal plate (thp)} = \sqrt{\frac{6 \cdot M_y}{f_{\text{allow}}}} \quad [34, \text{Eq. 10.41}]$$

Dimana: f_{allow} = stress yang diizinkan

(untuk *Stainless steel*, SA 240 Grade S, Type 316 pada suhu $100^\circ\text{C} = 17000 \text{ psi}$)

$$\text{thp} = \sqrt{\frac{6 \cdot 579,010}{17000}} \text{ in}$$

$$\text{thp} = 0,452 \text{ in}$$

$$\text{Tebal vertical plate (tg)} = 3/8 \cdot \text{thp}$$

$$= 3/8 \cdot (0,452 \text{ in}) = 0,170 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Perancangan base plate

Digunakan I-beam berukuran 24 in dengan berat 120 lb / ft.

$$\begin{aligned}\text{Panjang leg (l)} &= 34,108 \text{ ft, sehingga berat 1 leg} = 120 \text{ lb / ft} \cdot 34,108 \text{ ft} \\ &= 4092,960 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Beban yang ditanggung oleh base plate} &= \text{berat leg} + \frac{\Sigma W}{n} \\ &= (4092,960 + 55.393,575) \text{ lb} \\ &= 59.486,535 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\text{Luas base plate (A}_{bp}\text{)} = \frac{P}{f}$$

dimana:

P = beban yang ditanggung oleh base plate = 55.393,575 lb

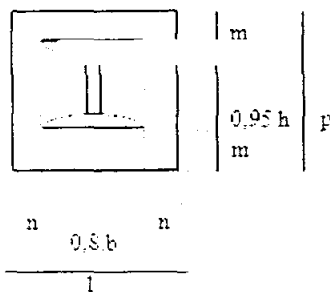
f = stress yang diizinkan untuk bahan fondasi (*bearing capacity*)

→ untuk beton = 600 psi (Hesse Tabel 7-7)

$$A_{bp} = \frac{55.393,575}{600 \text{ lb/in}^2} = 92,323 \text{ in}^2 (= A_{bp \text{ min}})$$

Untuk posisi leg 1-1:

Gambar:



$$A_{bp} = p \cdot l$$

$$= (0,95 \cdot h + 2 \cdot m) \cdot (0,8 \cdot b + 2 \cdot n)$$

dimana: b = lebar *flange* = 8,048 in

h = kedalaman *beam* = 24 in

Diambil : $m = n$

$$A_{bp} = (0,95 \cdot h + 2 \cdot m) \cdot (0,8 \cdot b + 2 \cdot m)$$

$$92,323 \text{ in}^2 = (0,95 \cdot 24 + 2 \cdot m) \cdot (0,8 \cdot 8,048 + 2 \cdot m)$$

$$92,323 \text{ in}^2 = (22,8 + 2 \cdot m) \cdot (6,438 + 2 \cdot m)$$

$$92,323 \text{ in}^2 = 146,786 + 58,477 \cdot m + 4 \cdot m^2$$

$$4 \cdot m^2 + 58,477 \cdot m + 54,463 = 0$$

$$m_1 = 0,500$$

$$m_2 = -6,810 \text{ (tidak memenuhi)}$$

maka:

$$l = 0,8 \cdot b + 2 \cdot n = (0,8 \cdot 8,048 + 2 \cdot 0,5) \text{ in} = 7,438 \text{ in}$$

$$p = 0,95 \cdot h + 2 \cdot m = (0,95 \cdot 24 + 2 \cdot 0,5) \text{ in} = 23,8 \text{ in}$$

$$\text{Tebal base plate (tbp)} = (0,00015 \cdot m^2)^{0,5}$$

$$\text{tbp} = (0,00015 \cdot 0,5^2)^{0,5} = 0,006 \text{ in} \approx \frac{1}{4} \text{ in}$$

Spesifikasi Menara Destilasi Uap:

Kapasitas : 9.346,400 kg kulit jeruk

Tinggi kolom : 64,216 ft

Diameter kolom : 16,046 ft

Bahan konstruksi : *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

Jumlah : 1 unit

16. Kondensor Destilasi Uap (E-212)

Fungsi: Mengkondensasi produk yang keluar dari Menara Destilasi Uap (D-210).

Tipe: *Shell and Tube*

Dasar Pemilihan:

- Luas perpindahan panasnya besar.
- Dapat digunakan untuk tekanan tinggi.
- Mempunyai kapasitas aliran yang besar.

Data :

- $P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$
- $T_{\text{gas masuk}} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{\text{liquid keluar}} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- Dari neraca massa di Menara Destilasi Uap (D-210), diketahui bahwa *rate* gas masuk kondensor adalah:

Bahan 803,368 kg/jam

Steam 46.264,680 kg/jam

Total gas masuk = 47.068,048 kg/jam = 103.767,826 lbm/jam

- Dengan menggunakan persamaan dari [36] didapatkan:

λ bahan = 999,333 kJ/kg pada 100 °C

λ steam = 2.257,06 kJ/kg pada 100 °C

- Panas yang diserap oleh air pendingin adalah panas laten penguapan bahan
(massa bahan x λ bahan) + (massa steam x λ steam) = 105.224.990,8 kJ/jam
- Asumsi perubahan suhu air pendingin adalah 28 °C sampai 46 °C.

Perhitungan: (Berdasarkan [40])

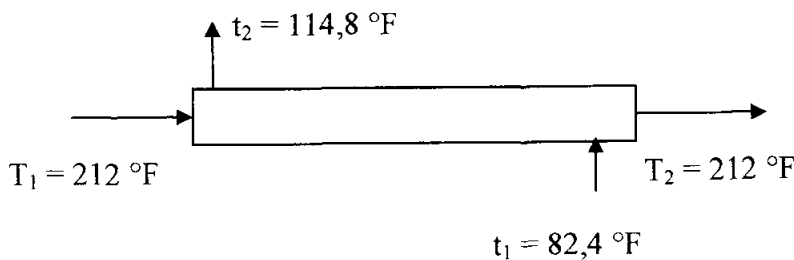
Perhitungan Koefisien Transfer Panas

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m_{\text{air}} = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{105.224.990,8 \text{ kJ/Jam}}{\int_{28}^{46} C_p \cdot dT}$$

$$m_{\text{air pendingin}} = \frac{105.224.990,8 \text{ kJ / Jam}}{4,181 \text{ kJ/(kg.K)} \times (46 - 28) \text{ K}}$$

$$= 1.342.128,6 \text{ kg/jam} = 2.958.890,533 \text{ lbm/jam}$$



$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 212 - 114,8 = 97,2 \text{ °F}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 212 - 82,4 = 129,6 \text{ °F}$$

$$\Delta TLMD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

$$= \frac{97,2 - 129,6}{\ln \left(\frac{97,2}{129,6} \right)} = 112,624 \text{ } ^\circ\text{F}$$

FT = 1 karena salah satu fluidanya bersuhu konstan [40, Fig. 19]

$$\Delta T = \Delta TLMTD \times FT = 112,624 \times 1 = 112,624 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{114,8 + 82,4}{2} = 98,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial } U_d = 250 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Asumsi $\frac{3}{4}$ inch OD, 16 BWG, 1 inch triangular pitch, L = 16 ft.

$$a'' = 0,1963 \quad [40, \text{Tabel 10}]$$

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T} = \frac{99.733.655,72 \text{ btu/jam}}{250 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 112,624 \text{ } ^\circ\text{F}} = 3.542,181 \text{ ft}^2$$

$$A = N_t \cdot a' \cdot L = N_t \cdot 0,1963 \cdot 16$$

$$N_t = 1.127,796 \text{ tubes}$$

Dari Tabel 9 [40] diperoleh untuk 2-4 *heat exchanger*:

$$ID = 37 \text{ inch} \quad N_t = 1.144 \text{ tubes}$$

$$U_d \text{ koreksi} \rightarrow A = N_t \cdot a'' \cdot L = 1.144 \cdot 0,1963 \cdot 16 = 3.593,075 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{99.733.655,72 \text{ btu/jam}}{3.593,075 \text{ ft}^2 \times 112,624 \text{ } ^\circ\text{F}} = 246,459 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Shell Side

Asumsi $h_o = 160$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \cdot (T_c - t_c) \\
 &= 98,6 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{160}{298,8884 + 160} \cdot (212 - 98,6) \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 138,139 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\Delta t_w = t_w - t_c = 39,540 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari [40, Fig. 15.11], diperoleh $h_o = 55 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Tube Side

$$a't = 0,302 \text{ inch}$$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n} = \frac{1.144 \cdot 0,302}{144 \cdot 4} = 0,600$$

$$G_t = W/a_t$$

$$= 103.767,826 \text{ lbm/jam}/0,600$$

$$= 172.946,377 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

Pada $t_c = 98,6 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,700 \text{ cp} \cdot 2,42 = 1,694 \text{ lbm/ft.hr} \quad [18, \text{App. A.1-13}]$$

$$D = 0,62/12 = 0,052 \text{ ft}$$

$$L/D = 16 \text{ ft}/0,052 \text{ ft} = 309,677$$

$$R_{et} = \frac{D \cdot G_t}{\mu} = \frac{0,052 \text{ ft} \times 172.946,377}{1,694 \text{ lbm/ht.hr}}$$

$$= 5.308,862$$

$$j_H = 250 \quad [40, \text{Fig. 24}]$$

$$k = 0,363 \text{ btu}/(\text{h.ft.}^\circ\text{F}) \quad [18, \text{App. A.2-11}]$$

$$c = 0,999 \text{ btu}/(\text{lbm.}^\circ\text{F})$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Ret}} &= \frac{D \cdot G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0517 \cdot 172.946,377}{1,694} \\ &= 5.278,234 \end{aligned}$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \cdot \rho} \quad [40, \text{Fig. 25}]$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{172.946,377 \text{ lbm}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}{3600 \cdot 61,989 \text{ lbm}/\text{ft}^3} \\ &= 0,775 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$h_i = 1560 \text{ btu}/\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i + \frac{ID}{OD}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= 1560 + \frac{0,62}{0,75} \\ &= 1560 + \frac{0,62}{0,75} \\ &= 1560,8267 \text{ btu}/\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1560,8267 \times 10,231}{1560,8267 + 10,231}$$
$$= 10,164$$

$$R_c = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$
$$= \frac{10,164 - 8,371}{10,164 \times 8,371} = 0,021 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu.}$$

Perhitungan *Pressure drop***Shell Side**

Mencari μ pada suhu $T_c = 82,4^\circ\text{F}$
 $= 28^\circ\text{C}$

$$G_s = 2.958.902,533 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$\mu = 0,540 \text{ cp} = 1,306 \text{ lbm/ft.h}$$

$$D_e = 0,75 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft} \quad [40, \text{Fig. 28}]$$

$$N_{\text{Res}} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 2.958.902,533 \text{ lbm/jam.ft}^2}{1,306 \text{ lbm/ft.h}}$$

$$= 137.749,827$$

$$f = 0,0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad [40, \text{Fig. 29}]$$

$$N+1 = 12 \times \frac{L}{B} = 12 \times \frac{16}{1,6} = 120$$

$$D_s = 12 / 12 = 1$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \cdot \frac{0,0009 \times 2.958.902,533^2 \times 1 \times 120}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,796 \times 1}$$

$$= 0,019 \text{ psi}$$

Tube Side

Diabaikan

Spesifikasi Kondensor Destilasi Uap:

Type exchanger	: 2-4 <i>heat exchanger</i>
Jumlah tube	: 1.144 <i>tubes</i>
Luas perpindahan panas	: 3.593,075 ft^2
ID tube	: 37 inch
Kecepatan aliran dalam tube	: 0,775 ft/s
<i>Pressure drop tube</i>	: 0,019 psi
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)</i>

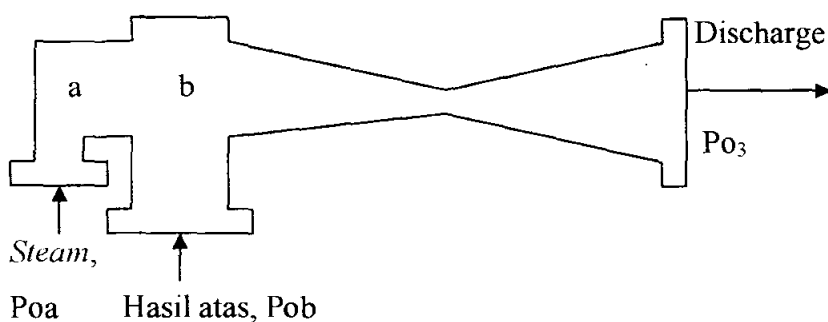
17. Steam Jet Ejector Untuk Destilasi Uap (G-213)

Fungsi: Memvakumkan tekanan di dalam Kondensor Destilasi Uap (E-212)

Dasar pemilihan: Ekonomis, hampir *maintenance free*

Data:

- Kondisi operasi: $T = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$
- Tekanan dari Kondensor (P_{ob}) = 1 atm
- Tekanan Discharge dari *Steam Jet Ejector* (P_{o3}) = 1 atm



$$P_{O_3}/P_{Ob} = 1 \text{ atm}/1 \text{ atm} = 1$$

Tekanan *saturated steam* yang digunakan (P_{Oa}) pada suhu $200^\circ\text{C} = 1.553,8 \text{ kPa}$

$$= 1.553.800 \text{ Pa}$$

$$= 15,335 \text{ atm}$$

[18, App. A.2-9]

$$P_{Ob}/P_{Oa} = 1 \text{ atm}/15,335 \text{ atm} = 0,065$$

Dari fig 10-102 [30] 7th, 1999 diperoleh:

$$\text{Entrainment Ratio} = W_b/W_a = 6$$

Dari neraca massa di Menara Destilasi Uap (D-210), diketahui bahwa *rate* gas masuk kondensor = *rate* massa masuk *steam jet ejector* = 47.068,048 kg/jam.

Dimana: W_a = berat *steam* (lbm)

W_b = berat uap yang diserap

$$= \text{massa destilat} = 47.068,048 \text{ kg/jam}$$

$$= 103.767,826 \text{ lbm/jam}$$

$$(W_b/W_a)_{act} = (W_b/W_a) \cdot ((t_a - t_b)/(M_b - M_a))^{0,5}$$

Dimana : t_a = Suhu *saturated steam* = 392°F

t_b = Suhu uap yang diserap = $100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$

M_a = Berat molekul *steam* = 18,02 kg/kgmol

M_b = Berat molekul rata-rata uap = 18.661 kg/kgmol

$$(W_b/W_a)_{act} = 6 ((392 - 212)^\circ\text{F} / (18.661 - 18,02) \text{ kg/kgmol})^{0,5}$$

$$= 100,545$$

$$W_a = 103.767,826 \text{ lbm}/100,545 = 1.032,058 \text{ lbm steam} = 449,584 \text{ kg steam}$$

Spesifikasi Steam Jet Ejector Destilasi Uap:

Berat uap yang diserap (W_b)	: 47.068,048 kg/jam
Berat <i>steam</i> (W_a)	: 449,584 kg <i>steam</i> /jam
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Jumlah	: 1 unit

18. Settling Tank yang Dilengkapi dengan Jaket Pendingin (H-220)

Fungsi: Mendapatkan limonene yang terpisah dari campuran *essential oil* dalam fase cair dengan cara membekukan campuran *essential oil* di dalam *Settling Tank* menggunakan *refrigerant* berupa etana.

Tipe: Horisontal dengan tutup berupa *plate* datar (rata).

[30, Pg. 10-138]

Dasar pemilihan:

- Bentuknya sesuai untuk proses pengendapan liquid-liquid
- Pemilihan tangki dengan tutup datar (rata) akan memberikan harga yang minimum.

[30, Pg. 10-138]

Data:

- Kondisi operasi: $T = -88^{\circ}\text{C}$ karena etana sebagai *refrigerant* dapat mendinginkan bahan hingga suhu -88°C dan $P = 1 \text{ atm}$.
- Suhu bahan masuk = 28°C

- Sistem operasi: kontinyu
- Kapasitas:

Dari neraca massa didapatkan bahwa yang masuk ke dalam *Settling Tank* (H-220) adalah *essential oil* dan air sebanyak 218,896 kg/jam dan 584,472 kg/jam.

- *Steam* dari Destilasi Uap (D-210) masuk ke *Settling Tank* (H-220) sebanyak 46.264,680 kg/jam
- Massa limonene yang ingin diambil = 91,899 kg/jam.
- Suhu air pencuci = 28°C, ρ air pencuci = 996,24 kg/m³

[18, App. A.2-3]

- Densitas β -Pinene = 0,859 g/cm³ [41]
- Densitas limonene = 0,8411 g/cm³ = 841,1 kg/m³ [33]
- Densitas γ -Terpinene = 0,85 g/cm³ [42]
- Densitas *hidrocarbon terpene* lain = 0,8575 g/cm³
- Densitas linalool = 0,858 g/cm³
- Densitas linalil acetate = 0,901 g/cm³
- Densitas *oxygenated hydrogen terpene* lain = 0,901 g/cm³
- Densitas *steam* pada 100°C dan 1 atm = 0,5977 kg/m³ [43]
- 1 m³ = 35,313 ft³
- 1 lbm/ft³ = 16,0185 kg/m³

- Tangki berbentuk silinder horizontal dengan tutup berupa *plate* datar (rata) yang memiliki $L/D = 3$
- Volume tangki penampung = $1,2 \times \text{volume larutan total}$ [18]
- Komponen-komponen lain yang terkandung dalam minyak jeruk dapat dipisahkan dari limonene dengan proses pembekuan minyak di dalam *Settling Tank* (H-220). Karena limonene memiliki titik beku yang lebih rendah dibandingkan dengan komponen lainnya, maka komponen-komponen yang lain akan membeku dan terendapkan di bagian bawah *Settling Tank* (H-220). [2]
- Limonene dikeluarkan dari *Settling Tank* (H-220) secara *overflow*, sehingga pipa pengeluaran limonene diletakkan pada ketinggian lapisan limonene yang terletak di lapisan paling atas dari campuran.

Perhitungan:

Massa air total = massa air yang terikut + massa air yang berasal dari *steam*

$$= 584,472 \text{ kg/jam} + 46.264,680 \text{ kg/jam}$$

$$= 46.849,152 \text{ kg/jam}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{X \beta\text{-pinene}}{\rho \beta\text{-pinene}} + \frac{X \text{ limonene}}{\rho \text{ limonene}} + \frac{X \gamma\text{-terpinene}}{\rho \gamma\text{-terpinene}} + \frac{X \text{ h.terpene}}{\rho \text{ h.terpene}} +$$

$$\frac{X \text{ linalool}}{\rho \text{ linalool}} + \frac{X \text{ linalil acetate}}{\rho \text{ linalil acetate}} + \frac{X \text{ oh. terpene}}{\rho \text{ oh. terpene}} + \frac{X \text{ air}}{\rho \text{ air}}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{0,0003}{859 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0021}{841,1 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0004}{850 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0003}{857,5 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0006}{858 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0009}{901 \text{ kg/m}^3} + \frac{4,6492 \cdot 10^{-5}}{901 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,9954}{996,24 \text{ kg/m}^3}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{3,6708 \cdot 10^{-20}}{3,6542 \cdot 10^{-23}}$$

$$\rho \text{ campuran} = 995,4980 \text{ kg/m}^3 = 62,1468 \text{ lbm/ft}^3$$

Massa campuran bahan = massa (*essential oil* + air)

$$= (218,896 + 46.849,152) \text{ kg/jam}$$

$$= 47.068,048 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume campuran bahan} = \frac{\text{massa campuran bahan}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{47.068,048 \text{ kg}}{995,498 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 47,281 \text{ m}^3 = 1669,649 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume shell} = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot L = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot (3 \cdot D) = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 3 \cdot D^3$$

$$\text{Volume shell} = 1,2 \times \text{volume campuran bahan}$$

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 3 \cdot D^3 = 1,2 \times 1.669,649 \text{ ft}^3$$

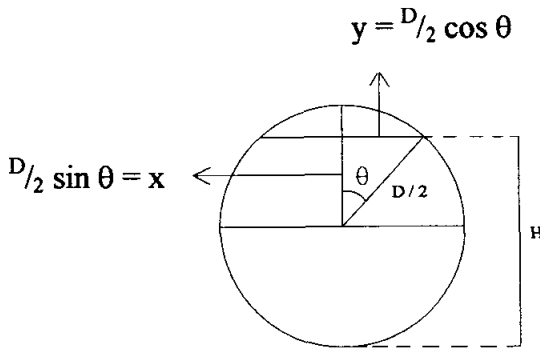
$$2,355 \cdot D^3 = 2.003,578 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 859,214 \text{ ft}^3$$

$$D = 9,476 \text{ ft} \approx 10 \text{ ft}$$

$$L = 3.D = 28,426 \text{ ft} \approx 29 \text{ ft}$$

Tinggi Cairan Dalam *Settling Tank*



[30, Eq. 10-109]

$$A = \frac{V \text{ campuran bahan}}{L} = \frac{1.669,649 \text{ ft}^3}{28,520 \text{ ft}} = 58,543 \text{ ft}^2$$

$$A = \text{Luas lingkaran} - 2 \cdot \left(\text{Luas penampang lingkaran} \times \frac{\theta}{360} - \text{Luas segitiga} \right)$$

$$A = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{\theta}{360} - \frac{1}{2} x \cdot y \right)$$

$$A = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{\theta}{360} - \frac{1}{2} \frac{D}{2} \sin \theta \cdot \frac{D}{2} \cos \theta \right)$$

$$58,543 \text{ ft}^2 = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot D^2 \cdot \theta}{4 \cdot 360} - \frac{D^2 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta}{8} \right)$$

$$58,543 \text{ ft}^2 = \left(\frac{\pi}{4} \cdot (10)^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot (10)^2 \theta}{4 \cdot 360} - \frac{(10)^2 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta}{8} \right)$$

$$58,543 = 78,5 - 2 \cdot (0,2181 \cdot \theta - 12,5 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta)$$

$$-19,957 = -0,4361 \cdot \theta + 25 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta$$

$$19,957 = 0,4361 \cdot \theta - 25 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta$$

Dengan menggunakan program excel – *goal seek*, didapatkan harga $\theta = 66,63^\circ$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi campuran bahan dalam tangki} = H_A &= \frac{D}{2} \cdot (1 + \cos \theta) \\ &= \frac{10 \text{ ft}}{2} \cdot (1 + \cos (66,63)) \\ &= 6,983 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Ketinggian Pipa Pengeluaran Limonene

$$\begin{aligned} \text{massa total} - \text{massa limonene ingin diambil} &= (47.068,048 - 91,899) \text{ kg/jam} \\ &= 46.976,149 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

menghitung densitas campuran bahan yang dikeluarkan:

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{X \beta - \text{pinene}}{\rho \beta - \text{pinene}} + \frac{X \gamma - \text{terpinene}}{\rho \gamma - \text{terpinene}} + \frac{X \text{ h.terpene}}{\rho \text{ h.terpene}} + \frac{X \text{ limonene}}{\rho \text{ limonene}}$$

$$\frac{X \text{ linalool}}{\rho \text{ linalool}} + \frac{X \text{ linalil acetate}}{\rho \text{ linalil acetate}} + \frac{X \text{ oh. terpene}}{\rho \text{ oh. terpene}} + \frac{X \text{ air}}{\rho \text{ air}}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{0,0003}{859 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0004}{850 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0003}{857,5 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,01}{841,1 \text{ kg/m}^3}$$

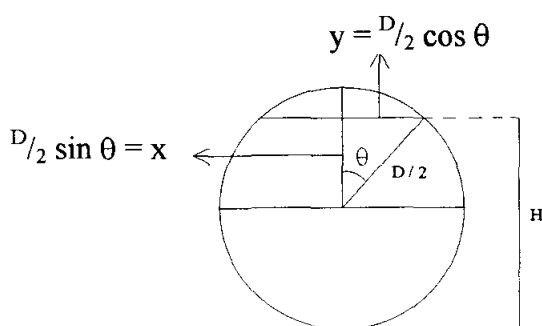
$$\frac{0,0006}{858 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,0009}{901 \text{ kg/m}^3} + \frac{4,659 \cdot 10^{-5}}{901 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,9975}{996,24 \text{ kg/m}^3}$$

$$\rho \text{ campuran} = 987,060 \text{ kg/m}^3 = 61,622 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Volume campuran bahan yang dikeluarkan} = \frac{\text{massa campuran bahan}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{46.976,149 \text{ kg}}{987,060 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 47,592 \text{ m}^3 = 1.680,634 \text{ ft}^3$$



[30, Eq. 10-109]

$$A = \frac{V \text{ campuran bahan}}{L} = \frac{1.680,634 \text{ ft}^3}{28,520 \text{ ft}} = 58,928 \text{ ft}^2$$

$$A = \text{Luas lingkaran} - 2 \cdot \left(\text{Luas penampang lingkaran} \times \frac{\theta}{360} - \text{Luas segitiga} \right)$$

$$A = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{\theta}{360} - \frac{1}{2} x \cdot y \right)$$

$$A = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{\theta}{360} - \frac{1}{2} \frac{D}{2} \sin \theta \cdot \frac{D}{2} \cos \theta \right)$$

$$58,928 \text{ ft}^2 = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot D^2 \cdot \theta}{4.360} - \frac{D^2 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta}{8} \right)$$

$$58,928 \text{ ft}^2 = \left(\frac{\pi}{4} \cdot (10)^2 \right) - 2 \cdot \left(\frac{\pi \cdot (10)^2 \theta}{4.360} - \frac{(10)^2 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta}{8} \right)$$

$$58,928 = 78,5 - 2 \cdot (0,2181 \cdot \theta - 12,5 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta)$$

$$-19,572 = -0,4361 \cdot \theta + 25 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta$$

$$19,572 = 0,4361 \cdot \theta - 25 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta$$

Dengan menggunakan program excel – *goal seek*, didapatkan harga $\theta = 66,11^\circ$

$$\text{Tinggi campuran bahan dalam tangki} = H_A = \frac{D}{2} \cdot (1 + \cos \theta)$$

$$= \frac{10 \text{ ft}}{2} \cdot (1 + \cos (66,11^\circ))$$

$$= 7,025 \text{ ft}$$

Pipa pengeluaran berada pada 7,025 ft di atas ketinggian bahan.

Tekanan Desain

$$P \text{ operasi} = P \text{ hidrostatik} = \left(\frac{\rho \times H}{144} \right) \text{ psi}$$

$$= \left(\frac{62,147 \text{ lbm/ft}^3 \times 7,025 \text{ ft}}{144} \right) = 3,032 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 1,5 \times P \text{ operasi} = 1,5 \times 3,032 \text{ psi} = 4,548 \text{ psi}$$

Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2 \times (f.E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

P : P desain = 4,548 psi

D_i : 10 ft = 120 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : *f allowable* = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

= 0,8

[34, Tabel 13.2]

$$t_s = \frac{(4,548 \text{ psi}) \times (120 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 4,548 \text{ psia}))} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,138 \text{ in, diambil } \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

[34]

Tebal Tutup

Tebal tutup atas = tebal tutup bawah yang berbentuk *plate* datar

$$t_a = \frac{P.D_i}{2.f.E} + c \quad [34, \text{Pg. 45, Eq. 3.16}]$$

P : P desain = 4,548 psi

D_i : 10 ft = 120 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : $f_{allowable} = 18.750$ psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

$$= 0,8$$

[34, Tabel 13.2]

$$t_a = \frac{P \times D_i}{4.f.E - 0.4P} + c \quad [34, \text{Eq. 7.88}]$$

$$= \frac{(4,548 \text{ psi}) \times (120 \text{ in})}{4 \times (18.750 \text{ psi}) \times 0.8 - 0.4 \times (4,548 \text{ psi})} + 0,12$$

$$= 0,129 \text{ in, diambil } \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

[34, App. F, Tabel 2]

Jaket Pendingin

Untuk membekukan komponen-komponen selain limonene di dalam campuran *essential oil*, *Settling Tank* dilengkapi dengan jaket pendingin (H-220).

$$\text{massa refrigerant} = \text{massa etana} = 884.320,710 \text{ kg/jam} = 541,501 \text{ lbm/s}$$

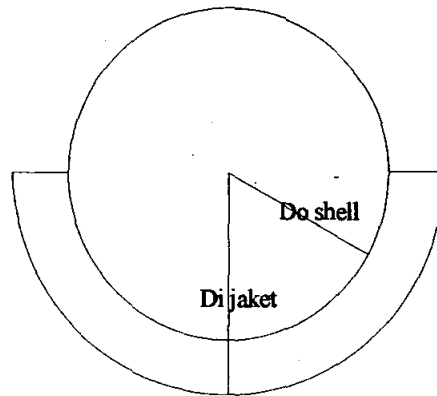
$$\text{Densitas etana gas pada } -88^\circ\text{C} = 0,1235 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik refrigerant etana} = \frac{541,501 \text{ lbm/s}}{0,1235 \text{ lbm/cuft}} = 4.384,623 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Kecepatan alir refrigerant etana (v) diambil} = 1 \text{ ft/s}$$

$$\text{Rate volumetrik refrigerant etana} = A \times v$$

$$4.384,623 \text{ ft}^3 = \frac{1}{2} \left(\frac{\pi}{4} (D_i^2 \text{ jaket} - D_o^2 \text{ shell}) \right) \cdot v$$



$$Do_{shell} = Di_{shell} + 2 \times t_a$$

$$= 10 \text{ ft} + \left(\frac{3}{16} \text{ in} \times 2 / 12\right) \text{ ft} = 10,03125 \text{ ft}$$

$$4.384,623 \text{ ft}^3 = \frac{1}{2} \left\{ \frac{\pi}{4} (Di^2_{jaket} - (10,03125 \text{ ft})^2) \right\} \cdot v$$

$$4.384,623 \text{ ft}^3 = \frac{1}{2} \left\{ \frac{\pi}{4} (Di^2_{jaket} - (10,03125 \text{ ft})^2) \right\} \cdot v$$

$$8.769,246 = \frac{\pi}{4} (Di^2_{jaket} - 100,626)$$

$$11.171,014 = (Di^2_{jaket} - 100,626)$$

$$Di_{jaket} = 15,616 \text{ ft}$$

$$Di_{jaket} = Do_{shell} + 2 \cdot \text{spasi jaket}$$

$$15,616 \text{ ft} = 10,03125 \text{ ft} + 2 \cdot \text{spasi jaket}$$

$$\text{spasi jaket} = 2,792 \text{ ft}$$

Dari neraca panas diketahui bahwa Q yang diambil oleh refrigerant =

$$28.905.290,215 \text{ kkal/jam}$$

Spesifikasi *Settling Tank* yang Dilengkapi dengan Jaket Pendingin:

Volume *shell* : 2.003,578 ft³

Diameter *shell* : 10 ft

Tinggi *shell* : 29 ft

Tebal *shell* : $\frac{3}{16}$ in

Tebal tutup : $\frac{3}{16}$ in

Alat ini dilengkapi dengan jaket pendingin dengan spesifikasi:

Di jaket : 15,616 ft

Spasi jaket : 2,792 ft

Bahan konstruksi : *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

19. Pompa (L-231)

Fungsi: Mengalirkan limonene dari *Settling Tank* (H-220) ke Tangki Penampung Limonene Sementara (F-230).

Tipe: *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan: Dapat mengalirkan fluida yang memiliki viskositas hingga 0,2 Pa.s.

Data:

- T operasi = 28 °C
- Dari Neraca Massa di *Settling Tank* (H-220) didapatkan bahwa massa limonene yang ditampung di Tangki Penampung Sementara (F-230) adalah 91,899 kg/jam.
- ρ limonene = 837,148 kg/m³ = 52,264 lb/ft³

Perhitungan:

μ untuk limonene dihitung dengan:

$$\text{Log } \mu_{\text{limonene}} = A + B/T + CT + DT^2 \quad [36]$$

dimana: $A_{\text{limonene}} = -3,3667$; $B_{\text{limonene}} = 6,658.10^2$;

$$C_{\text{limonene}} = 5,4395.10^{-3} ; D_{\text{limonene}} = -5,8645.10^{-6}$$

$$\mu_{\text{limonene}} = 0,894 \text{ cps} = 6,006.10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung ukuran pipa

Debit limonene dari *Settling Tank* = 0,110 m³/jam = 3,049.10⁻⁵ m³/s = 1,077.10⁻³ ft³/s

Asumsi aliran laminar ($N_{\text{Re}} < 2.100$)

$$\text{Diameter optimum } (ID_{\text{opt}}) = 3.q_F^{0,36} . \mu^{0,18} \quad [31]$$

$$= 3 \times (1,077.10^{-3})^{0,36} \times (6,006.10^{-4})^{0,18}$$

$$= 0,067 \text{ in.}$$

Digunakan pipa $\frac{1}{8}$ in. sch 40, dimana:

[18, Tabel A.5-1]

- Diameter dalam (ID) = 0,269 in. = 0,022 ft
- Diameter luar (OD) = 0,405 in = 0,034 ft
- Luas penampang aliran (A) = 0,0004 ft²

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{q}{A} \\ &= \frac{1,077 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} \\ &= 2,693 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{\text{Re}} &= \frac{ID \cdot v \cdot \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,022 \text{ ft} \times 2,693 \text{ ft/s} \times 52,264 \text{ lb/ft}^3}{6,006 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}} = 5.154,609 \text{ (turbulen)}\end{aligned}$$

Untuk aliran turbulen ($N_{\text{Re}} > 2.100$)

$$\begin{aligned}\text{Diameter optimum (ID}_{\text{opt}}) &= 3,9 q_F^{0,45} \rho^{0,13} \quad [31, \text{Pg. 496}] \\ &= 3,9 \times (1,077 \cdot 10^{-3})^{0,45} \times (52,264)^{0,13} \\ &= 0,301 \text{ in.}\end{aligned}$$

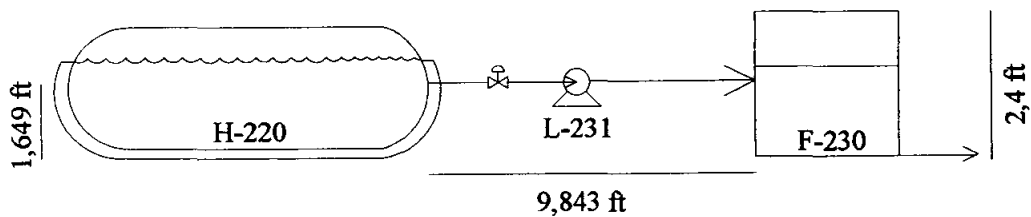
Digunakan pipa $\frac{1}{4}$ in. sch 40, dimana:

[18, Tabel A.5-1]

- Diameter dalam (ID) = 0,364 in. = 0,030 ft
- Diameter luar (OD) = 0,540 in = 0,045 ft
- Luas penampang aliran (A) = 0,00072 ft²

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{q}{A} \\
 &= \frac{1,077 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00072 \text{ ft}^2} \\
 &= 1,496 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{ID \cdot v \cdot \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,030 \text{ ft} \times 1,496 \text{ ft/s} \times 52,264 \text{ lb/ft}^3}{6,006 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}} \\
 &= 3.905,007 \text{ (turbulen)}
 \end{aligned}$$



Menghitung friksi total

Dari [18] persamaan 2.7-28:

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana: $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 1,92 - 1,649 = 0,272$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 0$$

$$v_1 = 0, v_2 = 0$$

1. Friksi karena kontraksi tangki ke pipa:

$$h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad [18, \text{Pg. 98}]$$

Luas penampang *Settling Tank* (A_1) >>> luas penampang pipa (A), sehingga A/A_1 dapat diabaikan. Untuk aliran turbulen, $\alpha = 1$.

$$\begin{aligned} h_c &= 0,55 \cdot \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \\ &= 0,55 \frac{(1,496 \text{ ft/s})^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,019 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

Panjang pipa lurus = 9,843 ft

Dalam sistem digunakan 1 unit *gate valve* dengan $Le/D = 9$

[18, Tabel 2.10-1]

$$Le = 9 \times 0,030 \text{ ft} = 9 \times 0,030 \text{ ft} = 0,27 \text{ ft}$$

$$\Delta L = 9,843 + 0,27 = 10,113 \text{ ft}$$

$$\text{Commercial steel ; } E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D} = \frac{0,00015}{0,03} = 0,005 \rightarrow f = 0,011 \quad [18, \text{Fig.2.10-3, hal 88}]$$

$$F_f = 4 f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2} \quad [18, \text{Pg. 92}]$$

$$= 4 \times 0,011 \times \frac{10,113}{0,03 \text{ ft}} \times \frac{(1,496 \text{ ft/s})^2}{2} = 16,598 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Friksi karena ekspansi dari pipa ke tangki

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A}{A_1}\right) \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad [18, \text{Pg. 98}]$$

Luas penampang Tangki Penampung Limonene Sementara (A_1) >>> luas penampang pipa (A), sehingga A/A_1 dapat diabaikan. Untuk aliran turbulen, $\alpha = 1$.

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \\ &= \frac{(1,496 \text{ ft/s})^2}{2 \times 1 \times 32,174} = 0,035 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma F &= F_f + h_c + h_{ex} \\ &= (16,598 + 0,019 + 0,035) \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 16,652 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung power pompa

$$0 = \frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad [18, \text{Pg. 68}]$$

$$0 = \frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} (1,496^2 - 0^2) + \frac{32,174}{32,174} (0,272) + 0 + 16,652 + W_s$$

$$W_s = -16,959 \text{ ft.lbf/lbm} = -50,690 \text{ J/kg} = -50,690 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 18 \% \quad [31, \text{Fig 14-37, Pg. 520}]$$

$$\begin{aligned}\text{laju alir massa (m)} &= \frac{91,899 \text{ kg}}{3600 \text{ s}} \\ &= 0,026 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Brake hp} &= \frac{-w_s \cdot m}{\eta \cdot 0,7457} \\ &= - \frac{(-50,690 \cdot 10^{-3}) \times 0,026}{0,7457 \times 0,18} = 0,010 \text{ hp}\end{aligned}$$

Dari [31, Fig. 14-38, p 521], didapatkan efisiensi motor (η_e) = 80%

$$\text{Power} = \frac{\text{brake hp}}{\eta_o} = \frac{0,010}{0,8} = 0,0125 \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa:

Ukuran pipa	: 0,25 in. sch 40
Panjang pipa	: 9,843 ft
Rate aliran pompa	: $1,077 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$
Power pompa	: 0,25 hp
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Jumlah	: 1 unit

20. Tangki Penampung Limonene Sementara (F-230)

Fungsi: Menampung limonene yang keluar dari *Settling Tank* dengan Refrigerator (H-220) sebelum dimasukkan ke dalam reaktor.

Tipe: Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berupa *plate* datar (rata) di atas tanah. [30, Pg. 10-138]

Dasar pemilihan:

- Menyimpan bahan berbentuk cair.
- Pemilihan tangki dengan alas berbentuk datar (rata) di atas tanah akan memberikan harga yang minimum. [30, Pg. 10-138]

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28^{\circ}\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$
- Sistem operasi: kontinyu
- Kapasitas: dari neraca massa didapatkan massa limonene yang masuk Tangki Penampung Limonene (F-230) adalah 91,899 kg/jam.
- Densitas limonene $= 0,8411 \text{ g/cm}^3 = 841,1 \text{ kg/m}^3$ [44]
- $1 \text{ m}^3 = 35,313 \text{ ft}^3$
- Tinggi *shell* (H_s) $= 1,5 \cdot \text{Diameter shell (D)}$ [34, Eq. 5.11, Pg. 43]
- Volume tangki penampung $= 1,2 \times \text{volume larutan total}$ [18]

Perhitungan:

Kapasitas tangki limonene = massa limonene masuk tangki = 91,899 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Volume limonene} &= \frac{\text{massa limonene}}{\rho \text{ limonene}} \\ &= \frac{91,899 \text{ kg}}{841,1 \text{ kg/m}^3} = 0,109 \text{ m}^3 = 3,858 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume shell} = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 \cdot H_s = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 \cdot 1,5 D = \left(\frac{\pi}{4}\right) 1,5 \cdot D^3$$

$$\text{Volume shell} = 1,2 \times \text{volume larutan total}$$

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) 1,5 \cdot D^3 = 1,2 \times 3,858 \text{ ft}^3$$

$$1,1775 \cdot D^3 = 4,630 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 3,932 \text{ ft}^3$$

$$D = 1,578 \text{ ft} \approx 1,6 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,5 \cdot D = 2,4 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell (H)} &= \frac{\text{volume larutan}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \\ &= \frac{3,858 \text{ ft}^3}{\frac{\pi}{4} (1,6 \text{ ft})^2} = 1,920 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{limonene}} = 841,1 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1}{16,0185} \frac{\text{lbm/ft}^3}{\text{kg/m}^3} = 52,508 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatik}} &= \left(\frac{\rho \times H}{144} \right) \text{ psi} \\ &= \left(\frac{52,508 \text{ lbm/ft}^3 \times 1,920 \text{ ft}}{144} \right) \\ &= 0,700 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,5 \times P_{\text{operasi}} = 1,5 \times 0,700 \text{ psi} = 1,050 \text{ psi}$$

Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

P: P desain = 1,050 psi

Di: 1,6 ft = 19,2 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : *f allowable* = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*
= 0,8

$$t_s = \frac{(1,050 \text{ psi}) \times (19,2 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 1,050 \text{ psia}))} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,121 \text{ in, diambil } \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Tebal Tutup

Tebal tutup atas = tebal tutup bawah yang berbentuk *plate* datar

$$t_a = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot f \cdot E} + c \quad [34, \text{Pg. 45, Eq. 3.16}]$$

P: P desain = 1,050 psi

Di: 1,6 ft = 19,2 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : *f allowable* = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*
 $= 0,8$

[34, Tabel 13.2]

$$t_a = \frac{(1,05 \text{ psi}) \times (19,2 \text{ in})}{2 \times (18.750 \text{ psi}) \times (0,8)} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,121 \text{ in diambil} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Spesifikasi Tangki Penampung Limonene:

Nama alat	: Tangki Penampung Limonene
Kapasitas	: 91,90 kg
Diameter tangki	: 1,6 ft
Tinggi tangki (H <i>shell</i>)	: 2,4 ft
Tebal <i>shell</i>	: $\frac{3}{16}$ in
Tebal tutup	: $\frac{3}{16}$ in
Tebal alas	: $\frac{3}{16}$ in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> tipe 304 (SA-240 Grade S)
Jumlah	: 1 unit

21. Pompa (L-311)

Fungsi: Mengalirkan limonene dari tangki penampung limonene (F-230) ke Reaktor (R-310).

Tipe: *centrifugal pump*

Dasar pemilihan: ekonomis dan efektif untuk mengalirkan fluida yang memiliki viskositas hingga 0,2 Pa.s.

Data:

- $T = 28^{\circ}\text{C}$
- Dari neraca massa reaktor (R-310) didapatkan massa limonene masuk reaktor adalah $91,899 \text{ kg/jam} = 0,026 \text{ kg/s}$
- $\rho_{\text{limonene}} = 837,148 \text{ kg/m}^3 = 52,264 \text{ lb/ft}^3$

Perhitungan:

μ untuk limonene dihitung dengan:

$$\text{Log } \mu_{\text{liq}} = A + B/T + CT + DT^2 \quad [36]$$

dimana: $A_{\text{limonene}} = -3,3667$; $B_{\text{limonene}} = 6,658.10^2$;

$$C_{\text{limonene}} = 5,4395.10^{-3} ; D_{\text{limonene}} = -5,8645.10^{-6}$$

$$\mu_{\text{liq}} = 0,894 \text{ cps} = 6,006.10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung ukuran pipa

$$\text{Debit limonene masuk} = 0,110 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,077.10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi: aliran turbulen ($N_{\text{Re}} > 2.100$)

$$ID_{opt} \text{ (untuk turbulen)} = 3,9 Q_f^{0,45} \rho^{0,13} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

$$= 3,9 \cdot (1,077 \cdot 10^{-3})^{0,45} \cdot (52,264)^{0,13} = 0,301 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $\frac{1}{4}$ in *schedule 40*

[18, Tabel A.5-1]

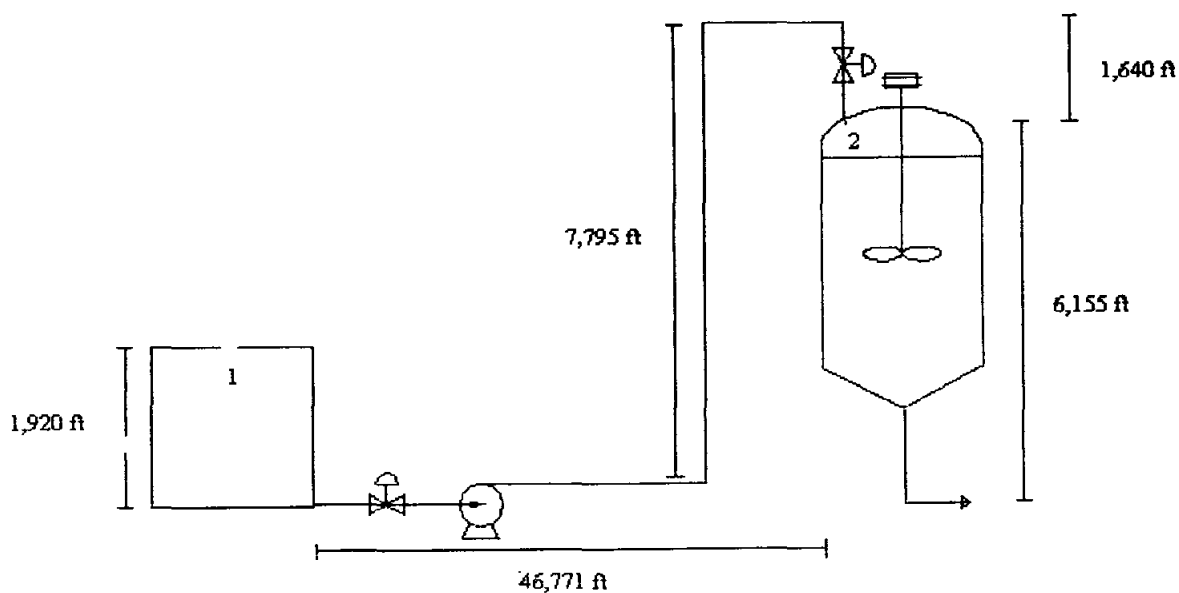
- $ID = 0,364 \text{ in} = 0,030 \text{ ft}$

- $OD = 0,540 \text{ in}$

- $A = 0,00072 \text{ ft}^2$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,077 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00072 \text{ ft}^2} = 1,496 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,030 \cdot 1,496 \cdot 52,264}{6,006 \cdot 10^{-4}} = 3905,442 \text{ (turbulen)}$$



Menghitung friksi total

Dari [18] Eq. 2.7-28:

$$\frac{1}{2\alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana: $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 6,155 \text{ ft} - 1,920 \text{ ft} = 4,235 \text{ ft}$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 0$$

$$v_1 = 0, v_2 = 1,496 \text{ ft/s}$$

Perhitungan ΣF :

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa:

$$K_c = 0,55 (1 - (A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}})) \quad [18, \text{Eq. 2.10-16, Pg. 93}]$$

$A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}} = 0$; karena A_{tangki} jauh lebih besar dibanding A_{pipa} sehingga:

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran turbulen, $\alpha = 1$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha \cdot g_c} = 0,55 \cdot \frac{1,496^2}{2 \cdot 1 \cdot 32,174} = 0,019 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

$$\text{panjang pipa lurus} = 46,771 \text{ ft} + 9,435 \text{ ft} = 56,206 \text{ ft}$$

Dalam sistem digunakan 3 unit *elbow* 90° dengan $Le/D = 35$, dan 2 unit *gate*

valve dengan $Le/D = 9$ [18, Tabel 2.10-1]

$$Le = ((3 \times 35) + (2 \times 9)) \times 0,030 \text{ ft} = 123 \times 0,030 \text{ ft} = 3,69 \text{ ft}$$

$$\Delta L = \text{panjang total} = 56,206 + 3,69 \text{ ft} = 59,896 \text{ ft}$$

Commercial steel ; $E = 4,6 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{E}{D} = \frac{0,00015}{0,03} = 0,005 \rightarrow f = 0,011 \quad [18, \text{Fig. 2.10-3, Pg. 88}]$$

$$F_f = \frac{4 \cdot f \cdot \Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = \frac{4 \cdot 0,011 \cdot 59,896 \cdot 1,496^2}{0,030 \cdot 2 \cdot 32,174} = 3,055 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma F = h_c + F_f = 0,019 + 3,055 = 3,074 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung power pompa

$$\frac{1}{2 \cdot 32,174} \cdot (1,496^2 - 0) + \frac{32,174}{32,174} \cdot 4,235 + 0 + 3,074 + W_s = 0$$

$$W_s = -7,344 \text{ ft.lbf/lbm} = -21,952 \text{ J/kg} = -21,952 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 18\% \quad [31, \text{Fig 14-37, Pg. 520}]$$

$$\text{brake hp} = \frac{-w_s \cdot m}{\eta \cdot 0,7457} = \frac{21,952 \cdot 10^{-3} \cdot 0,026}{0,18 \cdot 0,7457} = 0,004 \text{ hp}$$

Dari Fig. 14-38 p 521 [31] 4th ed., didapatkan efisiensi motor (η_e) = 80%

$$\text{Power} = \frac{\text{brake hp}}{\eta_o} = \frac{0,004}{0,8} = 0,005 \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa:

Ukuran pipa : 0,25 in sch 40

Panjang pipa : 56,21 ft

Rate aliran pompa : $1,08 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$

Power motor : 0,25 hp
Bahan konstruksi : *Stainless steel*
Jumlah : 1 unit

22. Reaktor (R-310)

Fungsi: Sebagai tempat terjadinya reaksi antara larutan limonene dan tersier butil hidroperoksida (TBHP) menjadi limonene oksida dan tersier butil alkohol (TBA).

Tipe: Bejana tegak berpengaduk dengan jaket pendingin serta tutup atas berbentuk *torispherical dished* dan tutup bawah berbentuk *konikal* (sudut puncak = 120°).

Dasar pemilihan: Sesuai untuk reaksi cairan dan cairan, sedangkan tutup bawah yang berbentuk konis, bertujuan untuk memudahkan pengeluaran hasil reaksi.

Data

- Bahan konstruksi berupa SA 240 *Grade M*, Type 316 [34, Pg. 342]
- Kondisi operasi:
 - Bahan masuk pada suhu 28 °C
 - Terdiri dari:
 1. Limonene = 91,899 kg/jam
 2. TBHP = 57,092 kg/jam

3. Silika = 0,745 kg/jam

4. Aseton = 2,235 kg/jam

- Bahan keluar pada suhu 28 °C

- Terdiri dari:

1. Limonene = 22,975 kg/jam

2. TBHP = 11,418 kg/jam

3. Silika = 0,745 kg/jam

4. Aseton = 2,235 kg/jam

5. Limonene oksida = 77,033 kg/jam

6. TBA = 37,565 kg/jam

Perhitungan:

Volume Reaktor

1. Limonene = 91,899 kg/jam

2. TBHP = 57,092 kg/jam

3. Silika = 0,745 kg/jam

4. Aseton = 2,235 kg/jam

Data densitas dari komponen-komponen yang masuk dan keluar dari dalam reaktor tersedia pada Tabel C.1 dan Tabel C.2.

Tabel C.1. Data Densitas Komponen Keluar dan Masuk Reaktor

$$(\rho = A.B^{-(1-T/T_c)^n}) \text{ (g/mL), T-K}$$

Komponen	A	B	n	Tc (K)
$C_4H_{10}O_2$ (TBHP)	0,30445	0,26825	0,28570	576
$C_4H_{10}O$ (Tert Butanol)	0,26921	0,25650	0,27370	506,2
C_3H_6O (Acetone)	0.27728	0.25760	0.29903	508.2
Limonene	0.26	0.25157	0.27210	660

Sehingga densitas komponen pada 28°C dapat dilihat pada Tabel C.2 di bawah ini.

Tabel C.2. Data Densitas Komponen Keluar dan Masuk Reaktor pada Suhu 28°C

Komponen	$\rho_{28^\circ C}$ (g/mL)	$\rho_{28^\circ C}$ (kg/m ³)
$C_4H_{10}O_2$ (TBHP)	0,88341339	883,413
$C_4H_{10}O$ (Tert Butanol)	0,77913745	779,137
C_3H_6O (Aseton)	0,7822785	782,278
Limonene	0,83714796	837,148

$$\text{Rate volumetrik limonene} = \frac{91,899 \text{ kg / jam}}{837,148 \text{ kg / m}^3} = 0,110 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate volumetrik TBHP} = \frac{57,092 \text{ kg / jam}}{883,413 \text{ kg / m}^3} = 0,065 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate volumetrik aseton} = \frac{2,235 \text{ kg / jam}}{782,278 \text{ kg / m}^3} = 0,003 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate volumetrik dari silika} = \frac{0,745 \text{ kg / jam}}{2200 \text{ kg / m}^3} = 3,386 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal pada reaktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan di bawah ini :

$$\tau = \frac{V \cdot C_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} \cdot X_A}{-r_A} \quad [65]$$

dimana :

C_{A0} = konsentrasi mula-mula dari limonene = 3,789 mol/Liter

C_{B0} = konsentrasi mula-mula dari TBHP = 3,557 mol/Liter

X_A = konversi reaksi dari limonene = 75 % = 0,75

F_{A0} = laju mol A mula-mula masuk reaktor = 675,728 mol/jam

$-r_A$ = laju perubahan konsentrasi dari komponen A karena adanya reaksi

$$= k \cdot C_A \cdot C_B = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A)$$

k = konstanta kecepatan reaksi limonene dengan TBHP

$$= 1,678 \text{ Liter}/(\text{mol} \cdot \text{jam}) \quad [2]$$

$$\tau = \frac{V \cdot C_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} \cdot X_A}{-r_A} = \frac{3,789 \cdot 0,75}{1,678 \cdot 3,789 \cdot (1 - 0,75) \cdot (3,557 - 3,789 \cdot 0,75)} = 2,5 \text{ jam}$$

sehingga :

$$\text{Volume cairan masuk} = (0,110 + 0,065 + 0,003) \text{ m}^3/\text{jam} \times 2,5 \text{ jam} = 0,445 \text{ m}^3$$

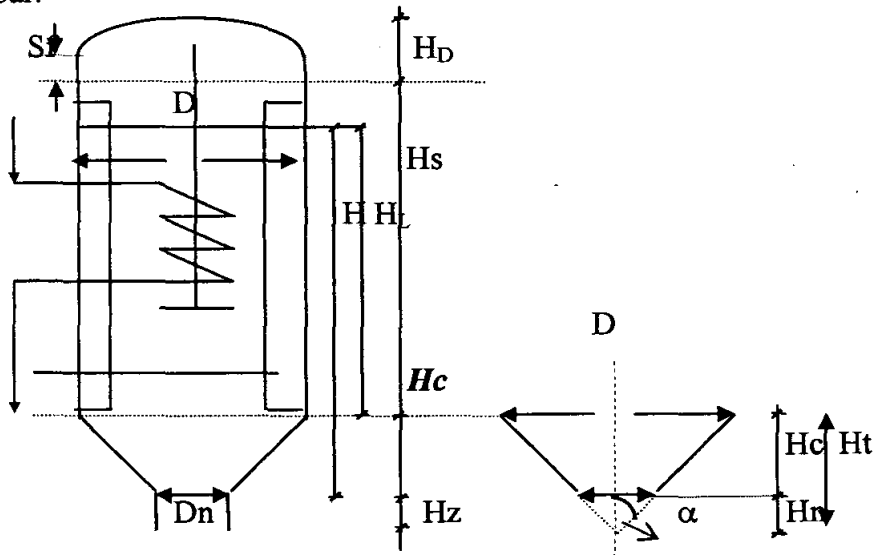
$$\text{Volume padatan masuk} = 3,386 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{jam} \times 2,5 \text{ jam} = 8,466 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$\text{Volume fluida dalam reaktor} = 0,445 \text{ m}^3 + 8,466 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 = 0,446 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \cdot \text{volume fluida dalam reaktor}$$

$$= 1,2 \cdot 0,446 \text{ m}^3 = 0,5352 \text{ m}^3 = 18,900 \text{ ft}^3$$

Gambar:



Diambil:

Tinggi liquid dalam *shell* (H_L) = diameter *shell* (D)

Volume fluida (cairan + padatan) dalam *shell* = $\pi/4 D^2 H_L = \pi/4 D^2 D = \pi/4 D^3$

$$\begin{aligned}
 \text{volume fluida dalam konis} &= \left(\frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 H_t \right) - \left(\frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D_n^2 H_n \right) \\
 &= \left(\frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 \frac{D}{2 \tan \alpha} \right) - \left(\frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D_n^2 \frac{D_n}{2 \tan \alpha} \right) \\
 &= \left(\frac{\pi D^3}{24 \tan \alpha} \right) - \left(\frac{\pi D_n^3}{24 \tan \alpha} \right) \\
 &= \frac{\pi}{24 \tan \alpha} (D^3 - D_n^3)
 \end{aligned}$$

Volume larutan dalam reaktor = volume liquid dalam *shell* + volume liquid dalam konis

D_n = diameter lubang pengeluaran fluida = 2 in = 0,051 m = 0,167 ft

$$0,5352 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24 \operatorname{tg} \alpha} (D^3 - D_n^3)$$

$$0,5352 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24 \operatorname{tg} 60^\circ} (D^3 - (0,051 \text{ m})^3)$$

$$0,5352 \text{ m}^3 = 0,785 D^3 + 0,076 D^3 - 1,002 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$$

$$0,5352 \text{ m}^3 = 0,861 D^3$$

$$D = 0,853 \text{ m} \approx 0,9 \text{ m}$$

$$H_L = D = 0,853 \text{ m} \approx 0,9 \text{ m}$$

Tekanan Reaktor

$$\text{Tinggi fluida dalam reaktor (H)} = H_L + H_C$$

$$= H_L + (H_t - H_n)$$

$$= H_L + \left(\frac{D}{2 \operatorname{tg} \alpha} - \frac{D_n}{2 \operatorname{tg} \alpha} \right)$$

$$= 0,853 \text{ m} + \left(\frac{0,853 \text{ m}}{2 \operatorname{tg} 60^\circ} - \frac{0,051 \text{ m}}{2 \operatorname{tg} 60^\circ} \right)$$

$$= 1,085 \text{ m} \approx 1,1 \text{ m} \approx 3,609 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} &= \frac{m_1}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_1} + \frac{m_2}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_2} \\ &+ \frac{m_3}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_3} + \frac{m_4}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_4} \end{aligned}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} =$$

$$\frac{91,899}{91,899 + 57,092 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{837,148} + \frac{57,092}{91,899 + 57,092 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{883,413}$$

$$\frac{0,745}{91,899 + 57,092 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{2200} + \frac{2,235}{91,899 + 57,092 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{782,278}$$

$$\rho \text{ campuran} = 855,699 \text{ kg/m}^3 = 53,419 \text{ lb/ft}^3$$

$$P \text{ reaktor} = P \text{ hidrostatik} = (\rho H / 144) \text{ psi}$$

$$= (53,419 \times 3,609 / 144) \text{ psi}$$

$$= 1,339 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = P \text{ reaktor} = 1,339 \text{ psi}$$

Tebal Reaktor

Semua perhitungan tebal berdasarkan *ASME - code*.

Tebal shell

$$t_s = \frac{P \cdot ID}{2 \cdot (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

dimana:

$$P = P \text{ design} = 1,339 \text{ psi}$$

$$ID = 0,853 \text{ m} = 33,582 \text{ in}$$

$$f = \text{stress maksimum yang diijinkan} = 75.000 \text{ psi} \quad [34, \text{App. D, Pg. 342}]$$

$$E = \text{welded-joint efficiency}$$

Digunakan tipe sambungan *double-welded butt joint* sehingga $E = 0,8$

[34, Tabel 13.2]

$$c = \text{corrosion allowance} = 0,2 \text{ in} \quad [30]$$

$$t_s = \left(\frac{1,339 \times 33,582}{2 \cdot (75000 \times 0,8 - 0,6 \times 1,339)} + 0,2 \right) \text{ in}$$

$$= 0,200 \text{ in} \approx \frac{1}{4} \text{ in}$$

Tebal dish

$$t_s = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \cdot t_s = (33,582 + (2 \cdot \frac{1}{4})) \text{ in} = 34,082 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 [34] diperoleh OD standart = 36, Rc (*Crown radius/radius of dish*)

$$= 36 \text{ in dan } icr (\text{inside-corner radius/knuckle radius}) = 2 \frac{1}{4} \text{ in.}$$

$$W = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{Rc}{icr}} \right) = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{36 \text{ in}}{2,125 \text{ in}}} \right) = 1,779$$

[34, Eq. 7.76]

$$t_d = \frac{P \cdot Rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c$$

[34, Eq. 7.77]

Dimana:

$$P = P_{\text{design}} = 1,339 \text{ psi}$$

Digunakan tipe sambungan *double-welded butt joint* sehingga $E = 0,8$

[34, Tabel 13.2]

$$C = \text{corrosion allowance} = 0,2 \text{ in}$$

f = *stress* maksimum yang diijinkan = 75000 psi

$$t_d = \left(\frac{1,339 \times 36 \times 1,779}{2 \times 75000 \times 0,8 - 0,2 \times 1,339} + 0,2 \right) = 0,201 \text{ in}$$

Tebal *dish standart* = $\frac{1}{4}$ in

Tebal konis

Karena setengah sudut puncak (α) tidak lebih besar dari 60° , maka:

$$t_c = \frac{P \cdot ID}{2 \cdot \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C \quad [34, \text{Eq. 6.154, Pg. 118}]$$

dimana:

$$P = P_{\text{design}} = 1,339 \text{ psi}$$

$$ID = 33,582 \text{ in}$$

$$\alpha = 60^\circ$$

Digunakan tipe sambungan *double-welded butt joint* sehingga $E = 0,8$

[34, Tabel 13.2]

$$t_c = \text{corrosion allowance} = 0,2 \text{ in}$$

$$t_c = \left(\frac{1,339 \cdot 33,582}{2 \cdot \cos 60^\circ (75000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 1,339)} + 0,2 \right) \text{ in}$$

$$t_c = 0,201 \text{ in} \approx \frac{1}{4} \text{ in}$$

Tinggi ReaktorTinggi Shell

Volume reaktor *design* = volume *dish* + volume *shell* + volume konis

$$\text{Volume } dish = 0,000049 \cdot ID^3$$

ID = diameter dalam *vessel* = 33,582 in = 2,799 ft, sehingga

$$\text{Volume } dish = (0,000049 \cdot 33,582^3) \text{ ft}^3 = 1,856 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume } shell = \pi/4 \cdot D^2 \cdot H_s = \pi/4 \cdot (2,799 \text{ ft})^2 (H_s \text{ ft}) = (6,150 \cdot H_s) \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{\pi}{24 \cdot \text{tg} \alpha} (D^3 - D_n^3) \\ &= \frac{\pi}{24 \cdot \text{tg } 60^\circ} (2,799^3 - 0,167^3) \\ &= 1,656 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

volume reaktor *design* = volume *dish* + volume *shell* + volume konis

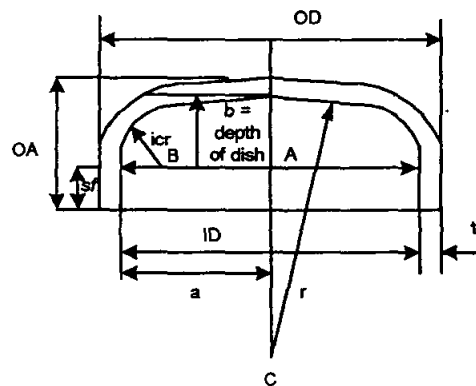
$$18,900 \text{ ft}^3 = (1,856 + 6,150 \cdot H_s + 1,656) \text{ ft}^3$$

$$H_s = 2,502 \text{ ft} \approx 2,5 \text{ ft} \approx 30,094 \text{ in}$$

Tinggi Konis

Tinggi konis (H_c) = $H_t - H_n$

$$\begin{aligned} &= \left(\frac{D}{2 \text{ tg } \alpha} - \frac{D_n}{2 \text{ tg } \alpha} \right) \text{ ft} \\ &= \left(\frac{2,799}{2 \text{ tg } 60^\circ} - \frac{0,167}{2 \text{ tg } 60^\circ} \right) \text{ ft} \\ &= 0,760 \text{ ft} = 9,118 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi dish

$$BC = R_c - icr = (36 - 2,125) \text{ in} = 33,875 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - icr = (33,582/2 - 2,125) \text{ in} = 14,666 \text{ in}$$

$$b = R_c - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 36 - \sqrt{33,875^2 - 14,666^2} = 5,464 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi dish } (H_D) = OA = td + b + S_F$$

$$= (1/4 + 5,464 + 2)$$

$$= 7,714 \text{ in} = 0,643 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = H_D + H_S + H_C + H_n$$

$$= (0,643 + 2,502 + 0,760 + 0,25) \text{ ft}$$

$$= 4,155 \text{ ft} = 4,2 \text{ ft}$$

Pengaduk

Diambil pengaduk tipe *six flat blade turbine*

$$\text{Diameter impeller } (D_a) = (0,3 - 1/2) \text{ diameter tangki} \quad [18, \text{Tabel 3.4-1, Pg. 154}]$$

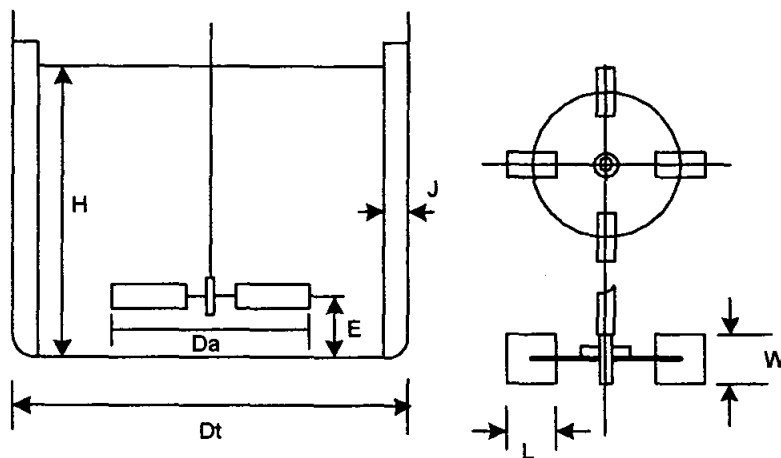
$$(Da/Dt) = 1/3 \dots\dots\dots Da = 1/3 \times 0,853 = 0,284 \text{ m}$$

$$(J/Dt) = 1/12 \dots\dots\dots J = 1/12 \cdot Dt = 1/12 \cdot 0,853 = 0,071 \text{ m}$$

$$C = Dt/3 \dots\dots\dots C = 0,853/3 = 0,284 \text{ m}$$

$$(W/Da) = 1/5 \dots\dots\dots W = Da/5 = 0,284 / 5 = 0,057 \text{ m}$$

$$L = 1/4 \cdot Da \dots\dots\dots L = 1/4 \cdot 0,284 = 0,071 \text{ m}$$



Dimana: Da = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki

L = panjang *blade*

W = lebar *blade*

C = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar *baffles*

E = Da

Kecepatan agitator antara 20 – 150 rpm (37, p.238), diambil 130 rpm karena liquid dalam reaktor berupa minyak yang memiliki viskositas tinggi sehingga pengadukan yang dibutuhkan cukup kuat.

Syarat: kecepatan keliling putaran (periperal) pengaduk turbin = 100 – 250

$$m/mnt \quad [45]$$

$$= \pi \cdot Da \cdot 130 = \pi \cdot 0,284 \cdot 150 \quad [18, Pg. 158]$$

$$= 133,764 \text{ m/mnt (memenuhi)}$$

$$\mu = 0,324 \times \rho^{0,5}$$

$$\mu = 0,324 \times (855,699 \text{ kg/m}^3)^{0,5}$$

$$\mu = 9,478 \times 2,42 \text{ lb/ft jam}$$

$$\mu = 6,371 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft s}$$

$$N_{Re} = \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} \quad [18, Eq. 3.4-1]$$

Dimana: Da = diameter *impeller*, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, lb/ft³

μ = viskositas campuran, lb/ft s

$$N_{Re} = \frac{150 \times 0,932^2 \times 53,419}{60,6371 \cdot 10^{-3}}$$

$$N_{Re} = 18207,905 \text{ (turbulen)}$$

Dari [18, Fig. 3.4-5 kurva (1), Pg. 159], diperoleh $N_p = 5$

$$\text{Jumlah impeller} = sg \cdot H / Dt$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\frac{53,419}{60,6468} \times 2,508}{2,779} = 0,795 \approx 1 \text{ unit}$$

Power untuk 1 unit pengaduk:

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

$$P = \frac{5 \times 53,419 \times (150/60)^3 \times 0,932^5}{32,174} = 91,626 \text{ ft.lb/s}$$

$$P = \frac{91,626 \text{ ft.lb/s}}{550 \text{ (ft.lb/s)/Hp}} = 0,167 \text{ Hp}$$

Dari [31, Fig 14-38, Pg. 521] didapatkan bahwa efisiensi motor = 88 %.

$$Hp = \frac{0,167}{0,88} = 0,190 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Perencanaan poros pengaduk

Bahan yang digunakan adalah *Stainless steel*

Shear stress = 12650 psi

Power motor = 0,5 Hp

Kecepatan putaran pengaduk = 150 rpm

$$\text{Torsi (T)} = \frac{63025 \times \text{HP}}{N}$$

$$\text{Torsi (T)} = \frac{63025 \times 0,5}{150} = 210,083 \text{ lb/in}$$

$$\text{Torsi max (Tm)} = 1,5 T = 1,5 \times 210,083 \text{ lb/in} = 315,125 \text{ lb/in}$$

$$\text{Jari-jari impeller} = 0,932/2 = 0,466 \text{ ft} = 5,592 \text{ in}$$

$$\text{Bending moment (M)} = F_m \cdot L$$

[45, Eq. 14.12]

$$M = \frac{T_m}{0,75 \cdot r} \cdot L = \frac{315,125}{0,75 \times 5,592} \times 2,795$$

$$M = 210,026 \text{ lb/in}$$

Penentuan diameter poros

Diameter poros dapat ditentukan dengan persamaan:

$$D = \sqrt[3]{\frac{5,09}{f_s} \cdot \sqrt{(KT)^2 + (BM)^2}}$$

Dimana: D = diameter poros, in

K = 1 untuk beban tetap

T = torsi, lb/in

f_s = *shear stress*, psi

$B = 1,5$ untuk beban tetap

$M = \text{bending moment, lb/in}$

$$D = \sqrt[3]{\frac{5,09}{12650} \cdot \sqrt{(1.210,083)^2 + (1,5 \cdot 210,026)^2}}$$

$$D = 0,535 \text{ in}$$

Panjang batang pengaduk = tinggi total – elevasi *impeller*

$$= 4,2 - 0,932 = 3,268 \text{ ft} = 39,216 \text{ in}$$

Nozzle

Ukuran pipa untuk aseton-silika masuk

$$\frac{1}{\rho_{\text{slurry}}} = \frac{m_1}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_1} + \frac{m_2}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_2}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{slurry}}} = \frac{2,235}{2,235 + 0,745} \cdot \frac{1}{782,278} + \frac{0,745}{2,235 + 0,745} \cdot \frac{1}{2200}$$

$$\rho_{\text{slurry}} = 932,510 \text{ kg/m}^3 = 58,217 \text{ lb/ft}^3$$

μ untuk *slurry* dihitung dengan:

$$\mu_m = \frac{\mu}{\Psi_P} \quad [18, \text{Eq. 14.3-12}]$$

dimana: μ_m = viskositas campuran

μ = viskositas cairan

Ψ_P = faktor koreksi empiris

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-\epsilon)}}$$

Berat liquid = 2,235 kg

Berat *solid silica* = 0,745 kg

ρ liquid = 782,278 kg/m³

$$\begin{aligned}\mu &= 0,324 \cdot \rho^{0,5} = (0,324 \cdot (782,278)^{0,5} \cdot 2,42) \text{ lb/ft.jam} \\ &= 21,930 \text{ lb/ft.jam} = 6,092 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

ρ *solid silica* = 2200 kg/m³

$$\epsilon = \frac{2,235 / 782,278}{(2,235 / 782,278) + (0,745 / 2200)} = 0,894$$

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-0,894)}} = 0,641$$

$$\mu_m = \mu_{\text{campuran}} = \frac{6,092 \cdot 10^{-3}}{0,641} = 9,498 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik slurry} = 3,196 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{jam} = 0,113 \text{ ft}^3/\text{jam} = 3,135 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diasumsikan aliran dengan $N_{Re} < 2100$, sehingga:

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

Dimana:

D_i = diameter optimum, in

q_f = Rate volumetrik, ft³/s

μ = viskositas fluida, lb/ft.s

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times (3,135 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} \times (9,498 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft}^3)^{0,18} = 0,031 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $\frac{1}{8}$ in sch 40 [18]

$$ID = 0,269 \text{ in} = 0,022 \text{ ft}$$

$$OD = 0,405 \text{ in} = 0,034 \text{ ft}$$

$$A = 0,0004 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\text{Rate volumetrik}}{A} = \frac{3,135 \cdot 10^{-5} \text{ cuft/s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 0,078 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu} = \frac{58,217 \text{ lb/cuft} \times 0,078 \text{ ft/s} \times 0,022 \text{ ft}}{9,498 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}} = 10,518 \text{ (laminar)}$$

Ukuran pipa untuk limonene masuk

$$\text{Massa limonene} = 91,899 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ limonene} = 837,148 \text{ kg/m}^3 = 52,264 \text{ lb/ft}^3$$

μ untuk limonene dihitung dengan:

$$\text{Log } \mu_{liq} = A + B/T + CT + DT^2 \quad [36]$$

$$\text{dimana: } A_{\text{limonene}} = -3,3667 ; B_{\text{limonene}} = 6,658 \cdot 10^2 ;$$

$$C_{\text{limonene}} = 5,4395 \cdot 10^{-3} ; D_{\text{limonene}} = -5,8645 \cdot 10^{-6}$$

$$\mu_{liq} = 0,894 \text{ cps} = 6,006 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik limonene} = 0,11 \text{ m}^3/\text{jam} = 3,877 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,077 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diasumsikan aliran dengan $N_{Re} > 2100$, sehingga:

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

Dimana:

D_i = diameter optimum, in

q_f = Rate volumetrik, ft³/s

μ = viskositas fluida, lb/ft.s

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times (1,077 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (52,264 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} = 0,301 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $\frac{1}{4}$ in sch 40 [18]

$$ID = 0,364 \text{ in} = 0,030 \text{ ft}$$

$$OD = 0,540 \text{ in}$$

$$A = 0,00072 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\text{Rate volumetrik}}{A} = \frac{1,077 \cdot 10^{-3} \text{ cuft/s}}{0,00072 \text{ ft}^2} = 1,496 \text{ ft/s}$$

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu} = \frac{52,264 \text{ lb}/\text{cuft} \times 1,496 \text{ ft/s} \times 0,030 \text{ ft}}{6,006 \cdot 10^{-4} \text{ lb}/\text{ft.s}} = 3905,442 \text{ (turbulen)}$$

Ukuran pipa untuk TBHP masuk

$$\rho_{TBHP} = 883,413 \text{ kg}/\text{m}^3 = 55,152 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

μ untuk TBHP dihitung dengan:

$$\text{Log } \mu_{liq} = A + B/T + CT + DT^2 \quad [36]$$

$$\text{dimana: } A_{limonene} = -6,5870 ; B_{limonene} = 1,0437 \cdot 10^3 ;$$

$$C_{limonene} = 1,4009 \cdot 10^{-2} ; D_{limonene} = 1,3397 \cdot 10^{-5}$$

$$\mu_{liq} = 204,613 \text{ cps} = 0,137 \text{ lb}/\text{ft.s}$$

$$\text{Rate volumetrik TBHP} = 0,065 \text{ m}^3/\text{jam} = 6,339 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diasumsikan aliran dengan $N_{Re} < 2100$, sehingga:

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

Dimana:

D_i = diameter optimum, in

q_f = Rate volumetrik, ft³/s

μ = viskositas fluida, lb/ft.s

$$D_i \text{ opt} = 3,0 Q_f^{0,36} \mu^{0,18} = 3,0 \cdot (6,339 \cdot 10^{-4})^{0,36} \cdot (0,137)^{0,18} = 0,148 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $\frac{1}{8}$ in sch 40 [18]

$$ID = 0,269 \text{ in} = 0,022 \text{ ft}$$

$$OD = 0,405 \text{ in} = 0,034 \text{ ft}$$

$$A = 0,0004 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\text{Rate volumetrik}}{A} = \frac{6,339 \cdot 10^{-4} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 1,585 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,022 \cdot 1,585 \cdot 55,152}{0,137} = 14,038 \text{ (laminar)}$$

Ukuran pipa untuk air pendingin masuk

Dari [18, Appendix A.2 Tabel A.2-3 dan Tabel A.2-4], diketahui

$$\rho \text{ air pendingin masuk} = \rho \text{ air pada suhu } 25^\circ\text{C} = 997,08 \text{ kg/m}^3 = 62,2455 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,8937 \cdot 10^{-3} \text{ Pa.s} = 0,601 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}$$

Dari neraca massa, massa air pendingin yang dibutuhkan = 5020,542 kg/jam

$$\text{Rate volumetrik air} = \frac{5020,542 \text{ kg/jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3} = 5,035 \text{ m}^3/\text{jam} = 177,812 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,049 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diasumsikan aliran dengan $N_{Re} > 2100$, sehingga

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

Dimana:

D_i = diameter optimum, in

q_f = Rate volumetrik, ft^3/s

ρ = densitas, lb/ft^3

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times 0,049^{0,45} \times 62,2455^{0,13} = 1,724 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 2 in sch 40 [18]

$$ID = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft}$$

$$OD = 2,375 \text{ in} = 0,198 \text{ ft}$$

$$A = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\text{Rate volumetrik}}{A} = \frac{0,049 \text{ cuft/s}}{0,0233 \text{ ft}^2} = 2,103 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu} = \frac{62,2455 \text{ lb/cuft} \times 2,103 \text{ ft/s} \times 0,172 \text{ ft}}{0,601 \cdot 10^{-3}} = 37462,884 \text{ (turbulen)}$$

Ukuran pipa untuk aliran produk keluar

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} =$$

$$\frac{m_1}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_1} + \frac{m_2}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_2}$$

$$+ \frac{m_3}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_3} + \frac{m_4}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_4}$$

$$+ \frac{m_5}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_5} + \frac{m_6}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_6}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} =$$

$$\frac{22,975}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{837,148} + \frac{11,418}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{883,413}$$

$$\frac{0,745}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{2200} + \frac{2,235}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{782,278}$$

$$\frac{77,033}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{922} + \frac{37,565}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{779,137}$$

$$\rho \text{ produk keluar} = 866,779 \text{ kg/m}^3 = 54,111 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Produk keluar} = 151,971 \text{ kg/jam} = 335,040 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate volumerik produk} = \frac{335,040 \text{ lb/jam}}{54,111 \text{ lb/ft}^3} = 6,192 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,720 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$$

μ untuk *slurry* dihitung dengan:

$$\mu_m = \frac{\mu}{\Psi_P} \quad [18, \text{Eq. 14.3-12}]$$

dimana: μ_m = viskositas campuran

μ = viskositas cairan

Ψ_P = faktor koreksi empiris

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-\epsilon)}}$$

$$\text{Berat liquid} = 151,226 \text{ kg}$$

$$\text{Berat solid silica} = 0,745 \text{ kg}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{liquid}}} =$$

$$\frac{\frac{22,975}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{837,148} + \frac{11,418}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{883,413}}{\frac{77,033}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{922} + \frac{37,565}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{779,137}} + \frac{2,235}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{782,278}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 864,199 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,324 \cdot \rho^{0,5} = (0,324 \cdot (864,199)^{0,5} \cdot 2,42) \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 23,050 \text{ lb/ft.jam} = 6,403 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho_{\text{solid silica}} = 2200 \text{ kg/m}^3$$

$$\varepsilon = \frac{151,226 / 864,199}{(151,226 / 864,199) + (0,745 / 2200)} = 0,998$$

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-0,998)}} = 0,9916$$

$$\mu_m = \frac{6,403 \cdot 10^{-3}}{0,9916} = 6,457 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}$$

Diasumsikan aliran dengan $N_{Re} < 2100$, sehingga

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

Dimana:

D_i = diameter optimum, in

q_f = Rate volumetrik, ft³/s

μ = viskositas fluida, lb/ft.s

$$D_i \text{ opt} = 3,0 \times q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} = 3,0 \times 1,720.10^{-3} \times 6,457.10^{-3} = 0,122 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $1/8$ in sch 40 [18]

$$ID = 0,269 \text{ in} = 0,022 \text{ ft}$$

$$OD = 0,405 \text{ in} = 0,034 \text{ ft}$$

$$A = 0,0004 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\text{Rate volumetrik}}{A} = \frac{1,720.10^{-3} \text{ cuft/s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 4,3 \text{ ft/s}$$

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu} = \frac{54,111 \text{ lb/cuft} \times 4,3 \text{ ft/s} \times 0,022 \text{ ft}}{6,457.10^{-3} \text{ lb/ft.s}} = 792,768 \text{ (laminar)}$$

Shell Manhole

Dibuat 1 unit *manhole* dengan ketebalan mengikuti ketebalan *shell* = $1/4$ in. Dari [52], didapatkan spesifikasinya sebagai berikut:

- ID = 20 in
- Tinggi = 5 in (diukur dari dinding luar *shell*)
- Terletak 1 ft di atas sambungan *shell* dan tutup bagian bawah
- Diameter of bolt circle = $26 \frac{1}{4}$ in
- Length of side = $45 \frac{1}{2}$ in
- Diameter plat penutup = $28 \frac{3}{4}$ in

- Lebar plat penguat = 54 ¼ in
- Tebal *flange* (*manhole attachment flange*) = ¼ in
- Diameter lubang pada *shell* = 24 ½ in [34, App F, Pg. 351]

Jaket Pendingin

Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, maka untuk mempertahankan suhu reaksi tetap 28°C reaktor dilengkapi dengan sistem pendingin tipe jaket.

$$Q \text{ yang diserap} = 90.006,779 \text{ kkal/jam} \\ = 357.174,362 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Diambil spasi jaket} = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID jaket} &= \text{OD shell} + \text{jaket spacing} \\ &= 34,082 \text{ in} + 2 \cdot (1 \text{ in}) \\ &= 36,082 \text{ in} \end{aligned}$$

$$m \text{ air pendingin} = 5.020,524 \text{ kg/jam} = 11.068,419 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ air pendingin masuk} = 62,2455 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate air pendingin, } v = \frac{11068,419 \text{ lb/jam}}{62,2455 \text{ lb/cuft}} = 177,819 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,049 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Kecepatan linear air pendingin masuk} = \frac{0,049 \text{ cuft/s}}{0,814 \text{ ft}^2} = 0,060 \text{ ft/s}$$

$$\text{Dari [40, Fig. 25], didapatkan nilai } h_o = 292,560 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$N_{Re \text{ produk keluar}} = \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

Dimana: L = panjang pengaduk, ft

N = putaran pengaduk, rpj

μ = viskositas, lb/ft.jam

$\mu = 6,457 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s} = 23,245 \text{ lb/ft jam}$

ρ = densitas, lb/ft³

$$N_{Re} = \frac{(3,497)^2 \cdot (150.60) \cdot 54,111}{23,245} = 256.204,083$$

Dari [40, Fig. 20.2] didapatkan: jH = 1250

Koefisien perpindahan panas konveksi di dalam tangki dihitung dengan

Persamaan dari [40, Pg.718]:

$$h_j = \frac{j \cdot k}{D_j} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

dimana: h_j = koefisien perpindahan panas konveksi, W/m².°C, btu/hr.ft².°F

k = konduktivitas termal, W/m.°C, btu/hr.ft.°F

c_p = kapasitas panas, kJ/kg.°C, btu/lbm.°F

μ = viskositas fluida, kg/m.s, lbm/ft.s

μ_w = viskositas fluida pada suhu T_w , kg/m.s, lbm/ft.s

D_j = diameter tangki, m, ft

Data C_p pada suhu operasi dapat dihitung dengan Persamaan dari [21, Pg. 312 – 313] sebagai berikut:

$$C_{p \text{ mixed}} = \sum_i x_m^i \times C_{p_i}$$

dimana: x_m^i = fraksi massa dari tiap komponen

C_{p_i} = kapasitas panas tiap komponen, kkal/kgmol.K

$$C_p \text{ d-limonene} = 64,709 - 0,0717 \cdot T - 0,0002 \cdot T^2 + 8 \cdot 10^{-7} \cdot T^3$$

$$C_p \text{ TBHP} = -4,4984 + 2,8093 \cdot T - 0,0007 \cdot T^2 + 8,0544 \cdot 10^{-7} \cdot T^3$$

$$C_p \text{ TBA} = -73,9025 + 1,0715 \cdot T - 0,0031 \cdot T^2 + 3,2583 \cdot 10^{-6} \cdot T^3$$

$$C_p \text{ aseton} = 11,1966 + 0,1496 \cdot T - 0,0005 \cdot T^2 + 7,0658 \cdot 10^{-7} \cdot T^3$$

$$C_p \text{ silica} = 0,5919 + 0,0395 \cdot T - 2,311 \cdot 10^{-5} \cdot T^2$$

$$C_p \text{ limonene oksida} = 20,5056 + 0,2955 \cdot T - 0,0008 \cdot T^2 + 8,5041 \cdot 10^{-7} \cdot T^3$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ d-limonene} &= 64,709 - 0,0717 \cdot (301) - 0,0002 \cdot (301)^2 + 8 \cdot 10^{-7} \cdot (301)^3 \\ &= 46,824 \text{ kkal/kgmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ TBHP} &= -4,4984 + 2,8093 \cdot (301) - 0,0007 \cdot (301)^2 + 8,0544 \cdot 10^{-7} \cdot (301)^3 \\ &= 793,779 \text{ kkal/kgmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ TBA} &= -73,9025 + 1,0715 \cdot (301) - 0,0031 \cdot (301)^2 + 3,2583 \cdot 10^{-6} \cdot (301)^3 \\ &= 57,080 \text{ kkal/kgmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp aseton} &= 11,1966 + 0,1496.(301) - 0,0005.(301)^2 + 7,0658.10^{-7}.(301)^3 \\ &= 30,582 \text{ kkal/kgmol.K} \end{aligned}$$

$$\text{Cp silica} = 0,5919 + 0,0395.(301) - 2,311.10^{-5}.(301)^2 = 10,376 \text{ kkal/kgmol.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp limonene oksida} &= 20,5056 + 0,2955.(301) - 0,0008.(301)^2 + 8,5041.10^{-7} \\ &\quad (301)^3 = 63,438 \text{ kkal/kgmol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp mixed} &= \left(\frac{22,975}{151,971} \times 46,824 \right) + \left(\frac{11,418}{151,971} \times 793,779 \right) + \left(\frac{37,565}{151,971} \times 57,080 \right) + \\ &\quad \left(\frac{2,235}{151,971} \times 30,582 \right) + \left(\frac{0,745}{151,971} \times 10,376 \right) + \left(\frac{77,033}{151,971} \times 63,438 \right) \\ &= 113,484 \text{ kkal/kgmol.K} \end{aligned}$$

Data k pada T operasi dapat dihitung dengan Persamaan dari [21, Pg. 312–313] sebagai berikut:

$$k_{mixed} = \sum_i x_v^i \times k_i$$

$$\text{dimana: } x_v^i = \text{fraksi volume dari tiap komponen} = \frac{X_i^m / \rho_i}{\sum_i X_i^m / \rho_i}$$

k_i = konduktivitas termal tiap komponen, W/m.K

$$\log k_{liq} = A + B (1-T/C)^{2/7}$$

$$k_{solid} = A + BT + CT^2$$

ρ_i = densitas tiap komponen, kg/m³

x_i^m = fraksi massa dari tiap komponen

$$k \text{ limonene} = -1,7644 + 1,0003 (1-T/660)^{2,7}$$

$$k \text{ TBHP} = -1,7927 + 1,0205 (1-T/576)^{2,7}$$

$$k \text{ TBA} = -1,2018 + 0,3521 (1-T/506,2)^{2,7}$$

$$k \text{ aseton} = -1,3857 + 0,7643 (1-T/508,2)^{2,7}$$

$$k \text{ limonene oksida} = -1,6294 + 0,988 (1-T/646)^{2,7}$$

$$k \text{ silika} = 2,1744 - 3,7847 \cdot 10^{-3} T + 4,6353 \cdot 10^{-6} T^2$$

[36]

$$k \text{ limonene} = 10^{(-1,7644 + 1,0003 (1-301/660)^{2,7})} = 0,1192 \text{ W/m.K}$$

$$k \text{ TBHP} = 10^{(-1,7927 + 1,0205 (1-301/576)^{2,7})} = 0,1080 \text{ W/m.K}$$

$$k \text{ TBA} = 10^{(-1,2018 + 0,3521 (1-301/506,2)^{2,7})} = 0,1176 \text{ W/m.K}$$

$$k \text{ aseton} = 10^{(-1,3857 + 0,7643 (1-301/508,2)^{2,7})} = 0,1606 \text{ W/m.K}$$

$$k \text{ limonene oksida} = 10^{(-1,6294 + 0,988 (1-301/646)^{2,7})} = 0,1572 \text{ W/m.K}$$

$$k \text{ silika} = 2,1744 - 3,7847 \cdot 10^{-3} (301) + 4,6353 \cdot 10^{-6} (301)^2 = 1,4552 \text{ W/m.K}$$

$$\begin{aligned} x_{\text{lim onene}}^v &= \frac{X_{\text{lim onene}}^m / \rho_{\text{lim onene}}}{\sum_i X_{\text{lim onene}}^m / \rho_{\text{lim onene}}} = \frac{0,151/837,148}{\frac{0,151}{837,148} + \frac{0,075}{883,413} + \frac{0,247}{779,137} + \frac{0,015}{782,287} + \frac{0,005}{2200} + \frac{0,507}{922}} \\ &= \frac{0,151/837,148}{1,154 \cdot 10^{-3}} = 0,156 \end{aligned}$$

$$x_{\text{TBHP}}^v = \frac{0,075/883,413}{1,154 \cdot 10^{-3}} = 0,074$$

$$x_{\text{TBA}}^v = \frac{0,247/779,137}{1,154 \cdot 10^{-3}} = 0,275$$

$$x_{aseton}^v = \frac{0,015/782,287}{1,154 \cdot 10^{-3}} = 0,016$$

$$x_{silika}^v = \frac{0,005/2200}{1,154 \cdot 10^{-3}} = 0,002$$

$$x_{lim\ oneneoksida}^v = \frac{0,507/922}{1,154 \cdot 10^{-3}} = 0,477$$

$$\begin{aligned} k \text{ campuran} &= 0,156 \cdot 0,1192 + 0,074 \cdot 0,1080 + 0,275 \cdot 0,1176 + \\ &\quad 0,016 \cdot 0,1606 + 0,002 \cdot 1,4552 + 0,477 \cdot 0,1572 \\ &= 0,139 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Data } \rho \text{ yang digunakan pada jaket pendingin} &\approx \rho \text{ produk keluar} = 866,779 \text{ kg/m}^3 \\ &= 54,111 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu_w \approx \mu_{mixed} \approx \mu \text{ air pada suhu } 28^\circ\text{C} = 0,836 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m.s} = 4,639 \cdot 10^{-5} \text{ kgmol/m.s}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} h_j &= \frac{j \cdot k}{D_j} \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \\ &= \frac{1250 \times 0,139 \text{ W/m.K}}{0,916 \text{ m}} \cdot \left(\frac{113,484 \text{ kJ/kgmol.K} \times 4,639 \cdot 10^{-5} \text{ kgmol/m.s}}{0,139 \text{ J/s.m.K} \times 10^{-3} \text{ kJ/J}} \right)^{1/3} \times 1 \\ &= 636,671 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 112,124 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$U_c = \frac{h_j \times h_o}{h_j + h_o} = \frac{112,124 \times 292,560}{112,124 + 292,560} \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 81,058 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} = \frac{1}{\frac{1}{81,058} + 0,001} = 74,980 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 1532,739 \text{ kJ/h.m}^2 \cdot \text{K}$$

$$Q = 90006,779 \text{ kkal/jam} = 357169,758 \text{ Btu/jam}$$

Dari neraca panas, didapatkan T bahan keluar jika tidak menggunakan jaket pendingin adalah sebesar 694,533 °F.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(694,533 - 114,8) - (82,4 - 77)}{\ln \frac{(694,533 - 114,8)}{(82,4 - 77)}} = 122,821 \text{ °F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{357169,758 \text{ Btu/h}}{74,980 \text{ Btu/h. ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot 122,821 \text{ °F}}$$

$$A = 38,784 \text{ ft}^2 = 5584,948 \text{ in}^2$$

A = luas jaket pada *shell* + luas jaket pada konis

$$A = \pi \cdot ODs \cdot H_j + \pi (R_1 + R_2) \sqrt{hc^2 - (R_1 - R_2)^2}$$

Dimana: R_1 = jari-jari dalam jaket, in

R_2 = jari-jari luar *nozzle*, in

hc = tinggi konis, in

$$5584,948 = \pi \cdot 34,082 \cdot H_j + \pi \left(\frac{36,082}{2} + \frac{2}{2} \right) \sqrt{9,048^2 + \left(\frac{36,082}{2} - \frac{2}{2} \right)^2}$$

$$H_j = 41,408 \text{ in} = 3,451 \text{ ft}$$

Diambil tebal jaket = tebal konis = ¼ in

OD jaket = ID jaket + 2 (tebal jaket)

$$= 36,082 + 2 \cdot \frac{1}{4}$$

$$= 36,582 \text{ in}$$

Berat reaktor

$$\rho_{steel} = 490 \text{ lbm} / \text{ft}^3 \quad [34, \text{Pg. 156}]$$

Berat shell

$$ID = 2,779 \text{ ft} = 33,582 \text{ in}$$

$$OD = 34,082 \text{ in} = 2,840$$

$$H_s = 2,508 \text{ ft}$$

$$\text{Volume selubung shell} = \frac{\pi}{4} \cdot OD^2 \cdot H_s - \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot H_s = \frac{\pi}{4} \cdot H_s \cdot (OD^2 - ID^2)$$

$$\text{Berat shell} = \text{volume selubung shell} \cdot \rho_{steel}$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot H_s \cdot (OD^2 - ID^2) \cdot \rho$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot 2,508 \cdot ((2,840)^2 - (2,779 \text{ ft})^2) \cdot 490 \text{ lbm} / \text{ft}^3$$

$$= 330,660 \text{ lbm}$$

Berat torispherical dished head

Untuk $t < 1 \text{ in}$:

$$\text{Approximate blank diameter (bd)} = OD + \frac{OD}{42} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} \cdot icr$$

[34, Eq. 5.12]

$$OD = \text{diameter luar dish} = 36 \text{ in}$$

$$S_F = \text{panjang straight-flange} = 2 \text{ in}$$

$$icr = \text{inside-corner radius} = 2,125 \text{ in}$$

$$\text{Approximate blank diameter (bd)} = \left(36 + \frac{36}{42} + 2 \cdot 2 + \frac{2}{3} \cdot 2,125 \right) \text{ in}$$

$$= 42,274 \text{ in} = 3,523 \text{ ft}$$

$$\text{Volume selubung head} = \frac{\pi}{4} \cdot \text{bd}^2 \cdot t_d$$

$$\text{Volume selubung head} = \frac{\pi}{4} \cdot (3,523 \text{ ft})^2 \cdot \left(\frac{1/4}{12} \right) \text{ ft} = 0,203 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat head} = \text{volume selubung head} \cdot \rho_{\text{steel}}$$

$$= 0,203 \text{ ft}^3 \cdot 490 \text{ lbm/ft}^3 = 99,450 \text{ lbm}$$

Berat konis

$$\text{Berat konis} = \text{luas konis} \cdot \text{tebal konis} \cdot \rho_{\text{steel}}$$

$$= \pi \cdot R (Hc^2 + R^2)^{1/2} \cdot t_{\text{konis}}$$

$$= \pi \cdot (2,779/2) \cdot \left(0,754^2 + \left(\frac{2,779}{2} \right)^2 \right)^{1/2} \cdot \frac{1/4}{12} \cdot 490 = 70,412 \text{ lbm}$$

Berat jaket

$$\text{Berat jaket pada shell} = \frac{\pi}{4} \cdot (\text{ODj}^2 - \text{IDj}^2) \cdot H_j \cdot \rho$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot \left(\left(\frac{36,582}{12} \right)^2 - \left(\frac{36,082}{12} \right)^2 \right) \cdot 3,451 \cdot 490$$

$$= 334,917 \text{ lbm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat jaket pada konis} &= \pi (R_1 + R_2) \sqrt{h^2 + (R_1 - R_2)^2} \cdot T_j \cdot \rho \\
 &= \pi \left(\frac{36,082/12}{2} + \frac{2/12}{2} \right) \sqrt{0,754^2 + \left(\frac{36,082/12}{2} - \frac{2/12}{2} \right)^2} \cdot \frac{0,25}{12} \cdot 490 \\
 &= 81,778 \text{ lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Berat jaket total} = 334,917 \text{ lbm} + 81,778 \text{ lbm} = 416,695 \text{ lbm}$$

Diasumsikan berat *nozzle*, *flange*, baut, dll. adalah sebesar 20 % dari berat *shell*, *head*, jaket dan konis.

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi berat reaktor} &= 1,2 \cdot (\text{berat shell} + \text{berat head} + \text{berat konis} + \text{berat jaket}) \\
 &= 1,2 \cdot (330,660 + 99,450 + 70,412 + 416,695) \text{ lbm} \\
 &= 1100,660 \text{ lbm}
 \end{aligned}$$

Berat bahan dalam reaktor

Berat untuk setiap reaktor, waktu tinggal 2,5 jam:

$$\begin{aligned}
 \text{Berat bahan dalam reaktor} &= \text{fluida} + \text{air pendingin} \\
 &= (151,971 + 4305,215) \text{ kg/jam} \\
 &= 4457,186 \text{ kg/jam} \\
 &= 4457,186 \text{ kg/jam} \times 2,5 \text{ jam} \\
 &= 11142,965 \text{ kg} = 24566,161 \text{ lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga berat reaktor total} &= \text{berat reaktor} + \text{berat bahan} \\
 &= (1100,660 + 24566,161) \text{ lbm} \\
 &= 25666,821 \text{ lbm}
 \end{aligned}$$

Sistem Penyangga

Berat reaktor total = 25666,821 lbm

Untuk perancangan diambil = 1,5 . berat reaktor total

$$= 1,5 \cdot (25666,821 \text{ lbm}) = 38500,232 \text{ lbm}$$

Reaktor ditahan oleh 4 kaki (*leg*).

Beban per *leg* = $38.500,232/4 = 9.625,058 \text{ lbm}$

Leg dilas pada bagian tengah reaktor (50 % tinggi reaktor).

Perancangan leg

Digunakan *leg* berupa I-*beam* dengan fondasi yang terbuat dari beton.

Karena *leg* dilas pada bagian tengah reaktor ($\pm 50 \%$ tinggi reaktor), maka:

$$\text{Tinggi leg (1)} = \frac{1}{2} \cdot H + L$$

dimana: H = tinggi total reaktor = 4,508 ft

L = jarak dari bagian bawah konis ke fondasi (diambil = 2 ft)

$$\text{Tinggi leg} = ((\frac{1}{2} \cdot 4,508) + 2) \text{ ft} = 4,254 \text{ ft} = 51,048 \text{ in}$$

Trial:

I-*beam* yang dipakai berukuran 3 in.

Dimensi I-*beam*:

[34, App. G, item 2, Pg. 355]

Kedalaman *beam* (h) = 3 in

Lebar *flange* (b) = 2,33 in

$$\text{Web thickness} = 0,17 \text{ in}$$

$$\text{Tebal flange rata-rata} = 0,260 \text{ in}$$

$$\text{Area of section (A)} = 1,64 \text{ in}^2$$

$$\text{Berat per ft} = 5,7 \text{ lb}$$

$$\text{Peletakan dengan sumbu 1-1: I} = 2,50 \text{ in}^4$$

$$S = 1,70 \text{ in}^3$$

$$r = 1,23 \text{ in}$$

$$\text{Peletakan dengan sumbu 2-2: I} = 0,46 \text{ in}^4$$

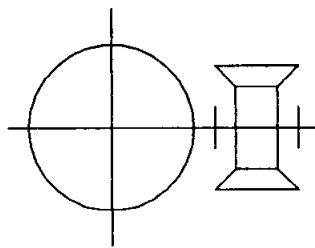
$$S = 0,40 \text{ in}^3$$

$$r = 0,53 \text{ in}$$

Dilakukan pengecekan terhadap peletakan menurut sumbu 1-1 maupun sumbu 2-

2:

- Sumbu 1-1



$$\text{Syarat: } 15 b < l < 40 b$$

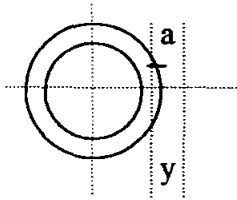
$$15 b = 34,95 \text{ in}$$

$$40 b = 93,2 \text{ in}$$

$l = 51,048$ in (memenuhi syarat)

$$\begin{aligned} \text{Stress kompresif yang diizinkan } (f_c) &= \frac{20000}{1 + (l^2 / 20000 \cdot b^2)} \quad [34, \text{Eq. 4.22}] \\ &= \frac{20000}{1 + \left(\frac{51,048}{2,33} \right)^2 \left(\frac{1}{20000} \right)} = 19531,245 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antara center line kolom dengan center line shell } (a) &= (1/2 \cdot b + 1,5) \text{ in} \\ &= ((1/2 \cdot 2,330) + 1,5) \text{ in} \\ &= 2,665 \text{ in} \end{aligned}$$



$$y = 1/2 \cdot b = 1/2 \cdot (2,330 \text{ in}) = 1,165 \text{ in}$$

$$Z = I / y = \frac{2,5 \text{ in}^4}{1,165 \text{ in}} = 2,146 \text{ in}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Beban kompresi total maksimum tiap leg } (P) &= \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L)}{n \cdot D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n} \\ & \quad [34, \text{Eq. 10.76}] \end{aligned}$$

dimana:

P_w = beban angin total pada permukaan yang terbuka, lb

H = tinggi reaktor di atas fondasi, ft

L = jarak dari fondasi ke bagian bawah reaktor, ft

D_{bc} = diameter anchor-bolt circle, ft

n = jumlah penyangga = 4

ΣW = berat reaktor kosong + berat liquid dan beban mati lainnya

= berat perancangan = 38.500,232 lbm

Karena reaktor diletakkan di dalam ruangan (dianggap bebas angin) dan daerah lokasi pabrik dianggap bebas gempa, maka $P_w = 0$, sehingga persamaan di atas menjadi:

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = \frac{38500,232 \text{ lbm}}{4} = 9625,058 \text{ lbm}$$

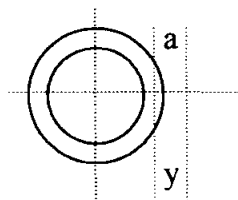
$$\text{Beban eksentrik } (f_{ec}) = \frac{P \cdot a}{Z} \quad [34, \text{Eq. 10.98}]$$

$$= \frac{9625,058 \text{ lb} \cdot 2,665 \text{ in}}{2,146 \text{ in}^3} = 11952,833 \text{ lb / in}^2$$

- Sumbu 2-2

Stress kompresif yang diizinkan (f_c) = 19604,536 psi

Jarak antara *center line* kolom dengan *center line shell* (a) = 2,665 in



$$y = \frac{1}{2} \cdot b = \frac{1}{2} \cdot (2,330 \text{ in}) = 1,165 \text{ in}$$

$$Z = I / y = \frac{0,46 \text{ in}^4}{1,165 \text{ in}} = 0,395 \text{ in}^3$$

Dengan menggunakan [34, Eq. 10.76] dimana reaktor diletakkan di dalam ruangan (dianggap bebas angin) dan daerah lokasi pabrik dianggap bebas gempa, maka $P_w = 0$, sehingga didapatkan:

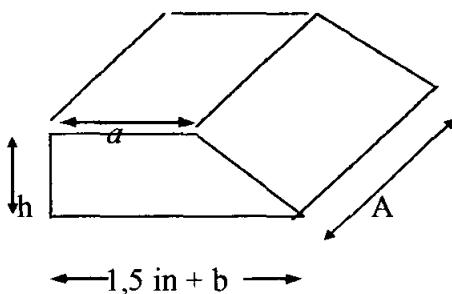
$$P = \frac{\Sigma W}{n} = \frac{38500,232 \text{ lbm}}{4} = 9625,058 \text{ lbm}$$

$$\text{Beban eksentrik (} f_{ec} \text{)} = \frac{P \cdot a}{Z} \quad [34, \text{Eq. 10.98}]$$

$$= \frac{9625,058 \text{ lb} \cdot 2,665 \text{ in}}{0,395 \text{ in}^3} = 64938,682 \text{ lb / in}^2$$

Karena beban eksentrik yang didapat oleh sumbu 2-2 lebih besar bila dibandingkan dengan sumbu 1-1, maka dipilih perancangan *beam* dengan sumbu 1-1.

Perancangan lug



Setiap penyangga diberi 4 baut.

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n} = \frac{9625,058 \text{ lbm}}{4} = 2406,265 \text{ lb}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \quad [34, \text{Eq. 10.35, Pg. 190}]$$

dimana: f_{baut} = *stress* maksimum yang dapat ditahan setiap baut = 12000 psi

$$A_{\text{baut}} = \frac{2406,265}{12000 \text{ lb/in}^2} = 0,201 \text{ in}^2$$

Dipakai baut *standard thread* no. 11 dengan ukuran (diameter) = $\frac{5}{8}$ in

$$M_y = \frac{\beta^3 \cdot t^2 \cdot P \cdot b \cdot R^2}{12 \cdot (1 - \mu^2) \cdot A \cdot h} \quad [45, \text{Eq. 13.2}]$$

$$\beta = 4 \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot (1 - \mu^2)}{R^2 \cdot t^2}}$$

dimana:

M_y = *bending moment*, lb.in

t = tebal *shell* = $\frac{1}{4}$ in

$$R = \frac{0,5 \cdot ID + 0,5 \cdot OD}{2} = \left(\frac{0,5 \cdot 34,082 + 0,5 \cdot 33,582}{2} \right) \text{ in} = 16,916 \text{ in}$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = 9625,058 \text{ lb}$$

b = jarak dari bagian tengah dinding *shell* ke bagian tengah kolom = 2,33 in

A = panjang *compression plate*

(diambil = kedalaman *beam* + 2 in = (3 + 2) in = 5 in)

h = tinggi *gusset* = $\frac{5}{3} \cdot A = \frac{5}{3} \cdot (5 \text{ in}) = 3,333 \text{ in}$

μ = *poisson's ratio* (untuk *steel* $\mu = 0,3$)

$$\beta = 4 \cdot \sqrt{\frac{3 \cdot (1 - 0,3^2)}{16,916^2 \cdot (1/4)^2}} = 1,563 \frac{1}{\text{in}^2}$$

$$M_y = \frac{(1,563)^3 \cdot (1/4)^2 \cdot 9625,058 \cdot 2,33 \cdot (16,916)^2}{12 \cdot (1 - 0,3^2) \cdot 5 \cdot 3,333} = 8412,355 \text{ lb.in}$$

$$\text{Tebal horizontal plate (thp)} = \sqrt{\frac{6 \cdot M_y}{f_{\text{allow}}}} \quad [34, \text{Eq. 10.41}]$$

Dimana: f_{allow} = stress yang diizinkan

(untuk *Stainless steel*, SA 240 Grade M, Type 316 = 18750 psi)

$$\text{thp} = \sqrt{\frac{6 \cdot 8412,355}{18750}} \text{ in}$$

$$\text{thp} = 1,641 \text{ in}$$

$$\text{Tebal vertical plate (tg)} = 3/8 \cdot \text{thp}$$

$$= 3/8 \cdot (1,641 \text{ in})$$

$$= 0,615 \text{ in} \approx 5/8 \text{ in}$$

Perancangan base plate

Digunakan I-beam berukuran 3 in dengan berat 5,7 lb / ft.

Panjang leg (l) = 3,8 ft, sehingga berat 1 leg = 5,7 lb / ft . 4,508 ft = 25,696 lb

$$\begin{aligned} \text{Beban yang ditanggung oleh base plate} &= \text{berat leg} + \frac{\sum W}{n} \\ &= (25,696 + 9625,058) \text{ lb} \end{aligned}$$

$$= 9650,754 \text{ lb}$$

$$\text{Luas base plate } (A_{bp}) = \frac{P}{f}$$

dimana:

P = beban yang ditanggung oleh *base plate* = 9650,754 lb

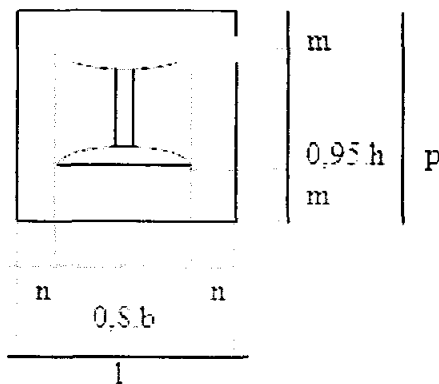
f = *stress* yang diizinkan untuk bahan fondasi (*bearing capacity*)

→ untuk beton = 600 psi (Hesse Tabel 7-7)

$$A_{bp} = \frac{9650,754}{600 \text{ lb/in}^2} = 16,085 \text{ in}^2 (= A_{bp} \text{ min})$$

Untuk posisi *leg* 1-1:

Gambar:



$$A_{bp} = p \cdot l$$

$$= (0,95 \cdot h + 2 \cdot m) \cdot (0,8 \cdot b + 2 \cdot n)$$

dimana: b = lebar *flange* = 2,33 in

h = kedalaman *beam* = 3 in

Asumsi awal: $m = n$

$$A_{bp} = (0,95 \cdot h + 2 \cdot m) \cdot (0,8 \cdot b + 2 \cdot m)$$

$$16,085 \text{ in}^2 = (0,95 \cdot 3 + 2 \cdot m) \cdot (0,8 \cdot 2,330 + 2 \cdot m)$$

$$16,085 \text{ in}^2 = (2,85 + 2 \cdot m) \cdot (1,864 + 2 \cdot m)$$

$$16,085 \text{ in}^2 = 4,714 + 9,428 \cdot m + 4 \cdot m^2$$

$$4 \cdot m^2 + 8,0864 \cdot m - 11,371 = 0$$

$$m_1 = 0,478$$

$$m_2 = -1,488 \text{ (tidak memenuhi)}$$

maka:

$$l = 0,8 \cdot b + 2 \cdot n = (0,8 \cdot 2,33 + 2 \cdot 0,478) \text{ in} = 2,820 \text{ in}$$

$$p = 0,95 \cdot h + 2 \cdot m = (0,95 \cdot 3 + 2 \cdot 0,478) \text{ in} = 3,806 \text{ in}$$

Umumnya dibuat $p = l$ dengan ketentuan $A_{bp \text{ min}} = 16,085 \text{ in}^2$, maka diambil:

$$p = l = 5 \text{ in}$$

$$A_{bp \text{ baru}} = 25 \text{ in}^2$$

$$n_{\text{baru}} = \frac{l - (0,8 \cdot b)}{2} = \frac{5 - (0,8 \cdot 2,33)}{2} = 1,568 \text{ in}$$

$$m_{\text{baru}} = \frac{p - (0,95 \cdot h)}{2} = \frac{5 - (0,95 \cdot 3)}{2} = 1,075 \text{ in}$$

$$\text{Tebal base plate (tbp)} = (0,00015 \cdot m^2)^{0,5}$$

$$\text{tbp} = (0,00015 \cdot 1,075^2)^{0,5} = 0,013 \text{ in} \approx \frac{1}{4} \text{ in}$$

Spesifikasi Reaktor :

Volume reaktor : 18,900 ft³

Diameter reaktor : 0,9 ft

Tebal *shell* reaktor : ¼ in

Tebal *dish* : ¼ in

Tebal konis : ¼ in

Tinggi reaktor : 4,2 ft

Reaktor ini dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pendingin.

Jumlah *impeller* pada pengaduk : 1 unit

Power pengaduk : 0,167 hp

Diameter dalam jaket : 36,082 in

Diameter luar jaket : 36,582 in

Jacket spacing : 1 in

Luas perpindahan panas : 38,784 ft²

Tinggi jaket : 3,451 ft

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-240 Grade M*

23. Pompa (L-321)

Fungsi: Mengalirkan campuran produk dari Reaktor (R-310) ke Menara Destilasi (D-330) melalui *Plate and Frame Filter Press* (H-320).

Tipe: *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan: ekonomis dan efektif untuk mengalirkan liquid berviskositas rendah.

Data:

- T operasi = 28°C
- Dari neraca massa di *Plate and Frame Filter Press* (H-320), didapatkan bahwa massa campuran masuk ke dalam kolom destilasi adalah 151,971 kg/jam = 0,042 kg/s

Perhitungan:

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{\frac{m_1}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_1} + \frac{m_2}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_2} + \frac{m_3}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_3} + \frac{m_4}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_4} + \frac{m_5}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_5} + \frac{m_6}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + m_5 + m_6} \cdot \frac{1}{\rho_6}}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{\frac{22,975}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{837,148} + \frac{11,418}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{883,413} + \frac{0,745}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{2200} + \frac{2,235}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{782,278} + \frac{77,033}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{922} + \frac{37,565}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 0,745 + 2,235} \cdot \frac{1}{779,137}}$$

$$\rho \text{ produk keluar} = 866,779 \text{ kg/m}^3 = 54,111 \text{ lb/ft}^3$$

μ untuk *slurry* dihitung dengan:

$$\mu_m = \frac{\mu}{\Psi_P} \quad [18, \text{Eq. 14.3-12}]$$

dimana: μ_m = viskositas campuran

μ = viskositas cairan

Ψ_P = faktor koreksi empiris

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-\epsilon)}}$$

Berat liquid = 151,226 kg

Berat *solid silica* = 0,745 kg

$$\frac{1}{\rho \text{ liquid}} =$$

$$\begin{aligned} & \frac{22,975}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{837,148} + \frac{11,418}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{883,413} \\ & \frac{77,033}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{922} + \frac{37,565}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{779,137} \\ & + \frac{2,235}{22,975 + 11,418 + 77,033 + 37,565 + 2,235} \cdot \frac{1}{782,278} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ liquid} = 864,199 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,324 \cdot \rho^{0,5} = (0,324 \cdot (864,199)^{0,5} \cdot 2,42) \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 23,050 \text{ lb/ft.jam} = 6,403 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho \text{ solid silica} = 2200 \text{ kg/m}^3$$

$$\varepsilon = \frac{151,226/864,199}{(151,226/864,199) + (0,745/2200)} = 0,998$$

$$\Psi_P = \frac{1}{10^{1,82(1-0,998)}} = 0,9916$$

$$\mu_m = \frac{6,403 \cdot 10^{-3}}{0,9916} = 6,457 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung ukuran pipa

Debit campuran produk keluar masuk = $6,210 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,720 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$

Asumsi : aliran laminar ($N_{Re} < 2100$)

$$\text{ID opt (untuk laminar)} = 3,0 Q_f^{0,36} \mu^{0,18} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

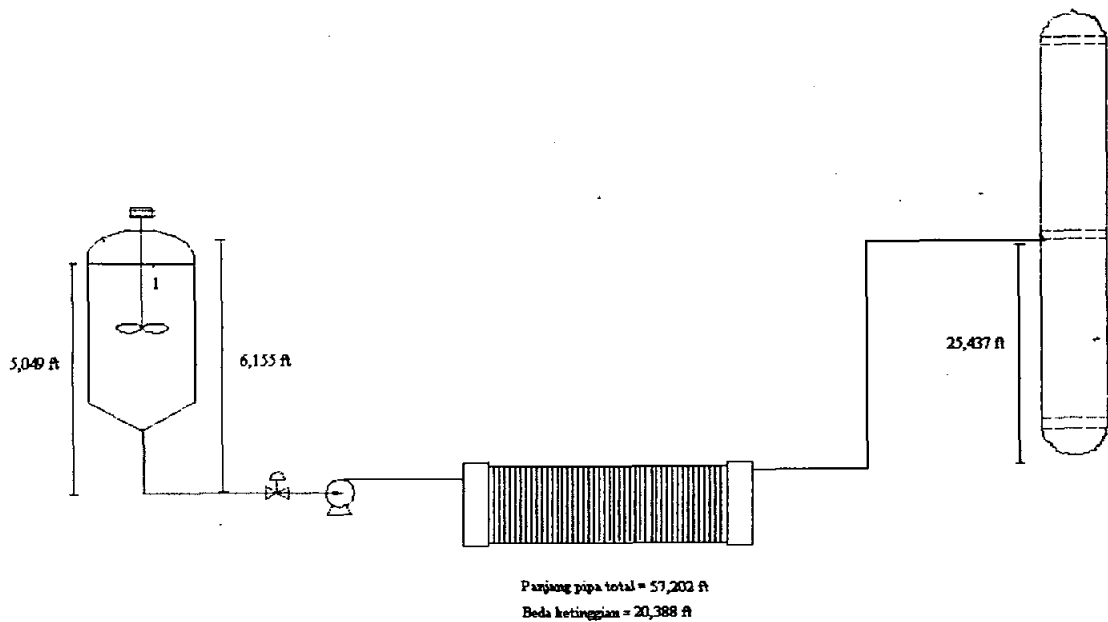
$$= 3,0 \cdot (1,720 \cdot 10^{-3})^{0,36} \cdot (6,457 \cdot 10^{-3})^{0,18} = 0,122 \text{ in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 1/8 in *schedule* 40 [18, Tabel A.5-1]

- ID = 0,269 in = 0,022 ft
- OD = 0,405 in
- A = 0,0004 ft²

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,720 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 4,3 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,022 \cdot 4,3 \cdot 54,111}{6,457 \cdot 10^{-3}} = 792,768 \text{ (laminar)}$$



Menghitung friksi total

Dari [18, Eq. 2.7-28]:

$$\frac{1}{2\alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana: $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 25,437 \text{ ft} - 5,049 \text{ ft} = 20,388 \text{ ft}$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 0$$

$$v_1 = 0, v_2 = 4,3 \text{ ft/s}$$

Perhitungan ΣF :

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa:

$$K_c = 0,55 (1 - (A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}})) \quad [18, \text{Eq. 2.10-16, Pg. 93}]$$

$A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}} = 0$; karena A_{tangki} jauh lebih besar dibanding A_{pipa} sehingga:

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran laminar, $\alpha = 0,5$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0,55 \cdot \frac{4,3^2}{2 \cdot 0,5 \cdot 32,174} = 0,316 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

$$\text{panjang pipa lurus} = 31,03 \text{ ft} + 26,172 = 57,202 \text{ ft}$$

Dalam sistem digunakan 3 unit *elbow* 90° dengan $Le/D = 35$, dan 1 unit *gate valve* dengan $Le/D = 9$ [18, Tabel 2.10-1]

$$Le = ((3 \times 35) + (1 \times 9)) \times 0,022 \text{ ft} = 114 \times 0,022 \text{ ft} = 2,508 \text{ ft}$$

$$\Delta L = \text{panjang total} = 57,202 + 2,508 \text{ ft} = 59,710 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = \frac{16}{N_{Re}} \quad [18, \text{Pg. 92}]$$

$$= \frac{16}{792,768} = 0,020$$

$$F_f = \frac{4 \cdot f \cdot \Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = \frac{4 \cdot 0,020 \cdot 59,710 \cdot 4,3^2}{0,022 \cdot 2 \cdot 32,174} = 62,390 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma F = h_c + F_f = 0,316 + 62,390 = 62,706 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung power pompa

$$\frac{1}{2 \cdot 0,5 \cdot 32,174} \cdot (4,3^2 - 0) + \frac{32,174}{32,174} \cdot 20,388 + 0 + 62,706 + W_s = 0$$

$$W_s = -83,669 \text{ ft.lbf/lbm} = -250,086 \text{ J/kg} = -0,250 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 18\% \quad [31, \text{Fig. 14-37, Pg. 520}]$$

$$\begin{aligned}\text{brake hp} &= \frac{-w_s \cdot m}{\eta \cdot 0,7457} \\ &= \frac{0,250 \cdot 0,042}{0,18 \cdot 0,7457} = 0,078 \text{ hp}\end{aligned}$$

Dari [31, Fig. 14-38, Pg. 521], didapatkan efisiensi motor (η_e) = 80%

$$\text{Power} = \frac{\text{brake hp}}{\eta_o} = \frac{0,078}{0,8} = 0,098 \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp}$$

Spesifikasi pompa :

Ukuran pipa : 0,125 in sch 40

Panjang pipa : 57,202 ft

Rate aliran pompa : $1,720 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$

Power motor : 0,25 hp

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

24. *Plate and Frame Filter Press (H-320)*

Fungsi: untuk memisahkan silika dari campuran produk keluar reaktor

Dasar pemilihan: mudah dioperasikan dan dibersihkan, serta efektif untuk proses pemisahan filtrat dan *cake*.

Data:

- T operasi = 28°C, P = 1 atm
- Dari neraca massa di *Plate and Frame Filter Press* didapatkan bahwa massa *slurry* yang masuk adalah 151,971 kg/jam yang terdiri dari limonene, TBHP, TBA, aseton, limonene oksida, dan silika. Massa silika yang akan disaring adalah 0,745 kg/jam.
- Densitas limonene = $0,8411 \text{ g/cm}^3 = 841,1 \text{ kg/m}^3$ [44]
- *Specific gravity* TBHP = 0,935
- *Specific gravity* limonene oksida = 0,922
- Densitas TBA = $779,137 \text{ kg/m}^3$
- Densitas aseton = $780,278 \text{ kg/m}^3$
- Densitas silika = $2,2 \text{ g/cm}^3 = 2.200 \text{ kg/m}^3$ [33]
- Panjang *Plate and Frame Filter Press* berkisar antara 0,5 – 20 m. [29, Tabel 4-23]
- Tebal *frame* berkisar antara 0,125 – 8 in. [30]

Perhitungan:

Waktu pembersihan = waktu pembongkaran + pengambilan *cake* + pencucian

plate and frame + pemasangan [18]

= (15 + 15 + 15 + 15) menit = 60 menit = 1 jam

Waktu untuk 1 siklus operasi = 2 jam (1 jam bongkar pasang + 1 jam operasi)

$$\begin{aligned}
 \frac{\text{Kapasitas filtrat}}{\text{siklus}} &= \frac{\text{massa (limonene + TBA + aseton + TBHP + limonene oksida) kg}}{\text{jam}} \cdot 1 \text{ jam} \\
 &= \frac{(151,971 - 0,745) \text{ kg}}{\text{jam}} \cdot 1 \text{ jam} \\
 &= 151,226 \text{ kg/siklus}
 \end{aligned}$$

Filtrat berupa:

limonene, $\rho = 841,1 \text{ kg/m}^3$

TBHP, $\rho = 935 \text{ kg/m}^3$

limonene oksida, $\rho = 922 \text{ kg/m}^3$

TBA, $\rho = 779,137 \text{ kg/m}^3$

Aseton, $\rho = 782,278 \text{ kg/m}^3$

$$\frac{1}{\rho \text{ filtrat}} = \frac{X \text{ limonene}}{\rho \text{ limonene}} + \frac{X \text{ TBHP}}{\rho \text{ TBHP}} + \frac{X \text{ limonene oksida}}{\rho \text{ limonene oksida}} + \frac{X \text{ TBA}}{\rho \text{ TBA}} + \frac{X \text{ aseton}}{\rho \text{ aseton}}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ filtrat}} = \frac{0,152}{841,1 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,076}{935 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,509}{922 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,248}{779,137 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,015}{782,278 \text{ kg/m}^3}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ filtrat}} = \frac{(0,1879 \times 935 \times 922) + (0,0533 \times 841,1 \times 922) + (0,7588 \times 841,1 \times 935)}{841,1 \times 935 \times 922}$$

$$\rho \text{ filtrat} = 868,406 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ filtrat} = \frac{\text{massa filtrat}}{\text{Volume filtrat}}$$

$$906,288 \text{ kg/m}^3 = \frac{151,226 \text{ kg/siklus}}{\text{Volume filtrat}}$$

$$\text{Volume filtrat} = 0,174 \text{ m}^3/\text{siklus}$$

$$\text{Massa cake} = \text{massa silika} = 0,745 \text{ kg/jam}$$

$$\frac{\text{Massa cake}}{\text{siklus}} = \frac{\text{massa (silika) kg}}{\text{jam}} \cdot 1 \text{ jam}$$

$$= \frac{(0,745) \text{ kg}}{\text{jam}} \cdot 1 \text{ jam}$$

$$= 0,745 \text{ kg/siklus}$$

$$\rho \text{ cake} = \rho \text{ silika} = 2.200 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ cake} = \frac{\text{massa cake}}{\text{Volume cake}}$$

$$2.200 \text{ kg/m}^3 = \frac{0,745 \text{ kg/siklus}}{\text{Volume filtrat}}$$

$$\text{Volume cake} = 0,0003 \text{ m}^3/\text{siklus} = 0,0120 \text{ ft}^3/\text{siklus}$$

Dari [30, Tabel 18-17] :

- Ukuran *plate and frame* = 4 x 4 in
- Luas efektif = 0,22 ft²
- Kapasitas *cake* = 0,100 ft³/ in tebal

$$\text{Volume tiap frame} = \text{luas efektif} \times \text{tebal}$$

$$\text{Tebal frame} = 1 \text{ in}$$

[30]

$$\text{Volume tiap frame} = \frac{0,22 \text{ ft}^2}{2} \times \frac{1 \text{ in}}{12 \text{ in/ft}} = 0,009 \text{ ft}^3$$

$$\text{Jumlah frame} = \frac{\text{Volume cake}}{\text{Volume cake tiap frame}} = \frac{0,0120 \text{ ft}^3}{0,009 \text{ ft}^3} = 1,333 \approx 2 \text{ unit}$$

Jumlah *plate and frame* = $(2 \times 2) + 1 = 5$ unit yang disusun berbaris secara berselang antara *plate* dan *frame*.

$$\begin{aligned} \text{Panjang alat} &= (\text{jumlah plate and frame} \times \text{tebal frame}) + \text{spasi penambahan frame} \\ &= 5 \times 1 \text{ in} + 2 \text{ in} = 7 \text{ in} = 0,178 \text{ m} \approx 0,2 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat Plate and Frame Filter Press:

Tebal tiap *frame / plate* = 1 in

Jumlah *plate dan frame* = 2 unit

Panjang alat = 0,2 m

Bahan konstruksi = *Stainless steel*

Jumlah alat = 1 unit

25. Menara Destilasi (D-330)

Fungsi: Memisahkan limonene dan limonene oksida dari campuran *feed* (berupa limonene, limonene oksida, TBHP, TBA, dan aseton).

Tipe: *Sieve Tray Column*

Dasar Pemilihan: Harga relatif murah, efisiensi *plate* tinggi, konstruksi, perbaikan, dan penggantian lebih sederhana.

Data:

- Kondisi operasi:
 - suhu *feed* masuk = 28 °C
 - tekanan operasi = 1 atm = 14,696 psia
 - umpan masuk berupa liquid jenuh yang dingin ($q = 1,0224$)
- Dari Neraca Massa diperoleh:
 - Umpan masuk = 151,226 kg/jam = 1,360 kmol/jam
 - Produk atas = 49,701 kg/jam = 0,641 kmol/jam
 - Produk bawah = 101,525 kg/jam = 0,719 kmol/jam
- Dari Neraca Panas diperoleh:
 - T destilat = 142,5°C
 - T *bottom product* = 156°C
- Komponen I = a = TBHP, TBA, aseton
Komponen II = b = limonene dan limonene oksida
- μ TBHP = 2,1 mPa.s
- μ Limonene = 0,9 cp
- 1 cp = 10^{-3} Pa.s [18, App. A.1-13]

Perhitungan:**Penentuan Jenis Menara**

- Sistem bekerja pada tekanan 1 atm.
- Sistem peka terhadap suhu.

- Fluida bersifat korosif.
- Diameter 1 – 3 ft.
- Dipilih menara tipe *Sieve Tray Column* dengan bahan konstruksi *Stainless steel*.

Menentukan Jumlah *Stage* Minimum Dengan Persamaan Fenske

P_{TBHP} dan $P_{limonene}$ didapatkan dengan persamaan

$$\text{Log}_{10}P = A + \frac{B}{T} + C.\text{Log}_{10}T + DT + ET^2 \text{ pada suhu produk atas dan bawah}$$

dengan data yang didapatkan dari [36].

Komponen	A	B	C	D	E
a	11,5999	-2,7658.10 ³	-2,1182.10 ⁻¹	-4,1964.10 ⁻³	2,1416.10 ⁻⁶
b	9,3771	-2,8246.10 ³	1,0584	-8,9107.10 ⁻³	4,8462.10 ⁻⁶

suhu produk atas = 89,203 °C = 362,203 K

$$\alpha_{atas} = \left(\frac{P_{TBHP}}{P_{limonene}} \right)_{atas} = \frac{152}{49,6} = 3,07$$

suhu produk bawah = 185,310 °C = 458,31 °K

$$\alpha_{bawah} = \left(\frac{P_{TBHP}}{P_{limonene}} \right)_{bawah} = \frac{3370}{922} = 3,66$$

$$\alpha_{av} = \sqrt{(\alpha_{atas})(\alpha_{bawah})} = \sqrt{(3,07)(3,66)} = 3,352$$

$$Nm = \frac{\log \left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_W}{x_W} \right) \right]}{\log(\alpha_{av})}$$

dimana: Nm = jumlah *stage* minimum

x_D = kmol komponen metanol dalam produk atas

x_W = kmol komponen metanol dalam produk bawah

α_{av} = *relative volatility* rata-rata

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{0,953}{1-0,953} \right) \left(\frac{1-0,0849}{0,0849} \right) \right]}{\log(3,352)} = 4,45 \approx 5 \text{ plate} \quad [18]$$

Mencari Harga Refluks dan Menentukan Jumlah *Stage* Teoritis

$$(1-q)\theta^2 + ((\alpha_{av} - 1)x_F + q(\alpha_{av} + 1) - \alpha_{av})\theta - \alpha_{av}q = 0 \quad [47]$$

$$(1-1,0224) \times \theta^2 + ((3,352 - 1) \times 0,485 + 1,0224 \times (3,352 + 1) - 3,352) \times$$

$$\theta - 3,352 \times 1,0224 = 0$$

$$\theta = 1,556$$

$$R_m = -1 + \frac{\alpha_{av} \cdot x_D}{\alpha_{av} - \theta} + \frac{1 - x_D}{1 - \theta}$$

$$R_m = -1 + \frac{3,352 \times 0,9527}{3,352 - 1,556} + \frac{1 - 0,9527}{1 - 1,556}$$

$$R_m = 0,693$$

$$R = 1,2 \quad R_m = 1,2 \times 0,693 = 0,831$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{0,8310}{0,8310 + 1} = 0,4538$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = \frac{0,6925}{0,6925 + 1} = 0,4092$$

$$\frac{N_m}{N} = 0,47 \quad [18, \text{Fig. 11.7-3, Pg. 749}]$$

$$N = \frac{4,45}{0,47} = 9,464 \approx 10 \text{ tray}$$

Karena termasuk *reboiler*, maka jumlah *tray* teoritis = $10 - 1 = 9$ *tray* teoritis

Menentukan Jumlah Mol Uap di dalam Menara

$$\frac{L}{D} = R = 0,831$$

$$L = 0,831 \times (0,641 \text{ kmol/jam}) = 0,532 \text{ kmol/jam}$$

$$V = L + D$$

$$\begin{aligned} V &= 0,532 \text{ kmol/jam} + 0,641 \text{ kmol/jam} \\ &= 1,173 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Menentukan Lokasi *Feed*

light key = komponen I

heavy key = komponen II

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \times \log \left[\left(\frac{0,129}{0,096} \right) \frac{0,720}{0,641} \left(\frac{0,0849}{0,11} \right)^2 \right]$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = -0,1406$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1,1510, \text{ sehingga } N_e = 1,1510 \cdot N_s$$

$$N_e + N_s = 1,1510.N_s + N_s = 10 \text{ stages}$$

$$N_s = 4,649 \approx 5 \text{ tray}$$

$$N_e = 5,3510 \approx 6 \text{ tray}$$

Dari perhitungan didapatkan *feed tray* dari methanol pada *tray* ke 6 dari top.

Menghitung Tinggi Menara Destilasi Bagian *Shell*

Dari perhitungan di atas, didapatkan bahwa:

$$N = 10 \text{ stages}$$

$$\alpha_{avg} = 3,352$$

$$\begin{aligned} \mu^{1/3} \text{ camp} = & (X_{\text{limonene}} \cdot \mu_{\text{limonene}}^{1/3}) + (X_{\text{TBHP}} \cdot \mu_{\text{TBHP}}^{1/3}) + \\ & (X_{\text{limonene oksida}} \cdot \mu_{\text{limonene oksida}}^{1/3}) + (X_{\text{TBA}} \cdot \mu_{\text{TBA}}^{1/3}) + \\ & (X_{\text{aseton}} \cdot \mu_{\text{aseton}}^{1/3}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu^{1/3} \text{ camp} = & (0,151 \times 0,9^{1/3}) + (0,075 \times 2,1^{1/3}) + (0,507 \times 0,18^{1/3}) + \\ & (0,247 \times 3,35^{1/3}) + (0,015 \times 0,32^{1/3}) \\ = & 0,908 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,749 \text{ cp}$$

$$\varepsilon = 0,492 \times (\mu_L \cdot \alpha_{av})^{-0,245} \quad [48, \text{Eq. 7.28}]$$

$$\varepsilon = 0,492 \times (0,749 \times 3,352)^{-0,245} = 0,3926$$

$$H_s = \frac{N \cdot H_t}{\varepsilon}$$

$$H_t = 0,5 \text{ m}$$

$$H_s = \frac{10 \times 0,5 \text{ m} \times 3,2808}{0,3926} = 41,7815 \text{ ft}$$

Tebal Shell

$$\begin{aligned} P_{design} &= P_{operasi} + 2,5 \text{ bar} \\ &= 1,5 \cdot 1,0133 + 2,5 \text{ bar} \\ &= 4,01995 \text{ bar} = 58,3018 \text{ psi} \end{aligned}$$

c: Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f: $f_{allowable} = 18.750 \text{ psi}$ untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, Pg. 342]

E: Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

$$= 0,8 \quad [34, \text{Tabel 13.2}]$$

$$D_i = 2 \text{ ft} = 24 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{(58,3018 \text{ psi}) \times (24 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 58,3018 \text{ psi}))} + 0,12 \text{ in} \\ &= 0,167 \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34] \end{aligned}$$

Tebal Tutup

$$D_i = 2 \text{ ft} = 24 \text{ in}$$

Jika digunakan tutup atas dan bawah jenis *flanged* dan *dished head*, maka:

$$D_o = D_i + 2 \cdot t_s = 24 \text{ in} + 2 \times \frac{3}{16} \text{ in} = 24,375 \text{ in}$$

E: Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

$$= 0,8 \quad [34, \text{Tabel 13.2}]$$

$$r_c = D_i + t_s = 24 \text{ in} + \frac{3}{16} \text{ in} = 24,1875 \text{ in}$$

Dari [34, Tabel 5.7 dan 5.8] diketahui untuk

$$t = \frac{3}{16} \text{ in}, \text{ icr} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 1,5 \text{ in}$$

$$W = \frac{3}{16} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{\text{icr}}} \right) = \frac{3}{16} \left(3 + \sqrt{\frac{24,1875}{1,5}} \right) = 1,315$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c = \frac{58,3018 \times 24,1875 \times 1,315}{2 \times 18.750 \times 0,8 - 0,2 \times 58,3018} + 0,12 = 0,1819 \text{ in}$$

$$\approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tinggi Tutup

$$D_o = 24,375 \text{ in}$$

Dari [34, Tabel 5.7 dan 5.8] diketahui untuk $t = \frac{3}{16} \text{ in}$, $\text{icr} = 1,5 \text{ in}$

$$r = \frac{1}{2} \times D_i = \frac{1}{2} \times 24 \text{ in} = 12 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$D_i = 24 \text{ in}$$

$$AB = \frac{Di}{2} - icr = 10,500$$

$$BC = r - icr = 12 \text{ in} - 1,5 \text{ in} = 10,500 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Kedalaman dish (b)} &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 12 \text{ in} - \sqrt{10,500^2 - 10,500^2} \\ &= 12 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tutup} = t_s + b + sf = \frac{3}{16} \text{ in} + 12 \text{ in} + 3 \text{ in} = 15,188 \text{ in}$$

Perhitungan Tinggi Menara

$$\text{Tinggi menara} = \text{tinggi shell} + 2 \times \text{tinggi tutup}$$

$$= 41,7815 \text{ ft} + 2 \times \frac{15,188}{12} \text{ ft} = 44,313 \text{ ft}$$

Perhitungan Isolasi

Untuk isolasi digunakan isolator calsium silikat = 0,372 Btu in/(ft².hr.°F)

Dengan tebal 2 in.

$$\text{Diameter luar isolasi} = D_o + (2 \times \text{tebal isolasi})$$

$$= 24,375 \text{ in} + (2 \times 2) \text{ in} = 28,375 \text{ in}$$

Spesifikasi Menara Destilasi:

Jumlah *tray* : 10

Ratio reflux : 0,831

Feed masuk pada *tray* ke 6 dari top menara.

Tinggi menara : 44,313 ft

Diameter menara: 2 ft

Bahan konstruksi : *Stainless steel tipe SA-240 Grade S*

Jumlah : 1 unit

26. Kondensor Destilasi (E-331)

Fungsi: Mengkondensasi destilat secara total

Tipe: *Shell and Tube*

Dasar Pemilihan:

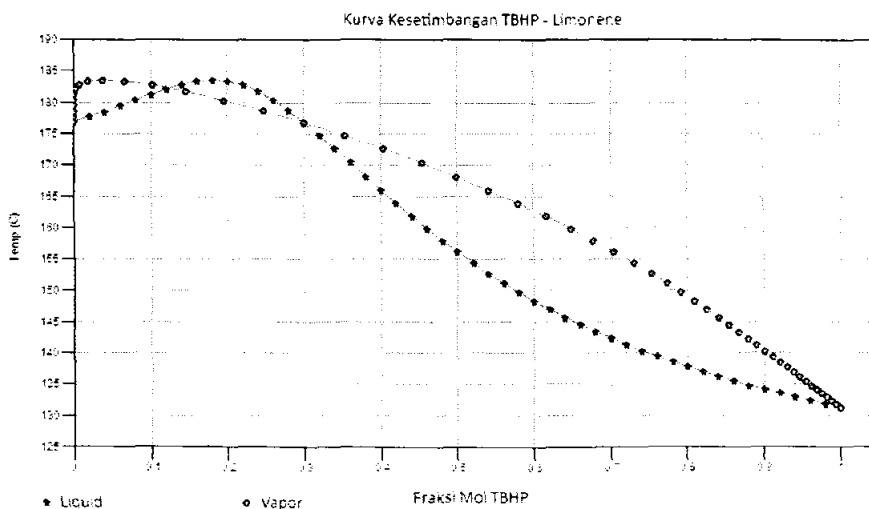
- Luas perpindahan panasnya besar.
- Dapat digunakan untuk tekanan tinggi.
- Mempunyai kapasitas aliran yang besar.

Perhitungan: (Berdasarkan [40])

Mencari *Dew point* Produk Atas

Dew point dicari dengan trial pada P operasi = 1 atm (760 mmHg)

Dari pembacaan pada kurva kesetimbangan didapatkan:



$$Dew\ point = 131,45\ ^\circ C$$

$$Bubble\ point = 131,52\ ^\circ C$$

Perhitungan Koefisien Transfer Panas

$$P\ operasi = 1\ atm$$

$$T\ gas\ masuk = 142,5^\circ C\quad T\ liquid\ keluar = 50^\circ C$$

$$q_c = 11.747,294\ Kkal/jam = 48.947,058\ kJ/jam = 46.392,678\ btu/jam$$

$$R = 0,831$$

Komponen	D (Kmol/Jam)	L = R . D (Kmol/Jam)	V = (R+1)D (Kmol/Jam)
a	0,612	0,509	1,120
b	0,029	0,024	0,052
Total	0,641	0,532	1,173

$$Rate\ gas\ masuk = 1,120\ Kmol/Jam + 0,052\ Kmol/jam$$

$$= 1,173\ Kmol/Jam = 94,043\ kg/jam = 207,327\ lbm/jam$$

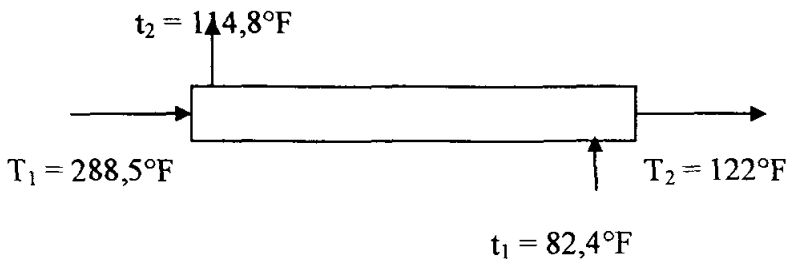
Asumsi perubahan suhu air pendingin adalah 28°C sampai 46°C.

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

$$m\ air = \frac{Q}{Cp \times \Delta T} = \frac{48.947,058\ kJ/Jam}{\int_{30}^{46} Cp \cdot dT}$$

$$m\ air\ pendingin = \frac{48.947,058\ kJ / Jam}{4,181\ kJ/(kg.K) \times (46 - 28)\ K}$$

$$= 848,680\ kg/jam = 1871\ lbm/jam$$



$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 288,5 - 114,8 = 173,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 122 - 82,4 = 39,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta \text{TLMD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\text{Ln} \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \\ &= \frac{173,7 - 39,6}{\text{Ln} \left(\frac{173,7}{39,6} \right)} = 90,700^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{288,5 - 122}{114,8 - 82,4} = 5,139$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{114,8 - 82,4}{288,5 - 82,4} = 0,157$$

Berdasarkan harga R dan S didapatkan: $FT = 0,976$.

[40, Fig. 19]

$$\Delta T = \Delta \text{TLMTD} \times FT = 90,700 \times 0,976 = 88,523^\circ\text{F}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{288,5 + 122}{2} = 205,25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{114,8 + 82,4}{2} = 98,6^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial } U_d = 10 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Asumsi ¾ inch OD, 16 BWG, 1 inch triangular pitch, L = 16 ft.

$$a'' = 0,1963$$

[40, Tabel 10]

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T} = \frac{46.392,678 \text{ btu/jam}}{10 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 88,523 ^\circ\text{F}} = 68,385 \text{ ft}^2$$

$$A = N_t \cdot a'' \cdot L = N_t \cdot 0,1963 \cdot 16$$

$$N_t = 21,773 \text{ tubes}$$

Dari Tabel 9 [40] diperoleh untuk 2-4 *heat exchanger*:

$$ID = 8 \text{ inch} \quad N_t = 26 \text{ tubes}$$

$$U_d \text{ koreksi} \rightarrow A = N_t \cdot a'' \cdot L = 26 \cdot 0,1963 \cdot 16 = 81,661 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{46.392,678 \text{ btu/jam}}{81,661 \text{ ft}^2 \times 88,523 ^\circ\text{F}} = 6,418 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Hot Fluid Shell Side

$$B = ID/5 = 8/5 = 1,6 \text{ inch}$$

$$C' = P - OD = 1 - \frac{3}{4} = 0,25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \cdot P_T}$$

$$= \frac{8 \times 1/4 \times 1,6}{144 \cdot 1} = 0,022 \text{ ft}^2$$

$$G_s = W/a_s$$

$$= 207,327 \text{ lbm/jam} / 0,022 \text{ ft}^2$$

$$= 9.329,751 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$De = 0,0608 \text{ ft}$$

[40, Fig. 28]

$$Sg = \frac{141,5}{131,5 + ^\circ\text{API}}$$

$$0,796 = \frac{141,5}{131,5 + ^\circ\text{API}}$$

$$^\circ\text{API} = 46,2638$$

$$K_c = 0,012$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{114,8 - 82,4}{288,5 - 122} = 0,374$$

$$F_c = 0.68$$

$$\begin{aligned} T_c &= 122 + 0,68 \times 2,138 \\ &= 123,454 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= 82,4 + 0,68 \times 36 \\ &= 106,88 \text{ } ^\circ\text{F} = 41,6 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mencari } \mu \text{ pada suhu } T_c &= 123,454 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 50,808 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\mu = 0,540 \text{ cp} = 1,306 \text{ lbm/ft.h}$$

$$De = 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft}$$

[40, Fig. 28]

$$N_{\text{Res}} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} = \frac{0,0625 \times 9.329,751}{1,306} = 446,378$$

$$jH = 11,5$$

[40, Fig. 28]

Pada suhu $T_c = 123,454 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0,999 \text{ Btu/lbm. } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,363 \text{ Btu/h.ft. } ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,999 \cdot 1,306}{0,363} \right)$$

$$= 1,7261$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 11,5 \times \frac{0,363}{0,625} \times \left(\frac{0,999 \cdot 1,306}{0,363} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 10,231$$

Tube wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_i} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_c = 106,88 \text{ } ^\circ\text{F} = 41,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_w = 106,88 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{10,231}{780,1033 + 10,231}$$

$$t_w = 106,893 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\phi_s \approx 1$$

$$h_o = 10,231$$

Cold Fluid Tube Side

$$a_t' = 0.302 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n} = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n} \\ &= \frac{26.0302}{144.4} = 0,013 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$G_t = W/a_t$$

$$= 1.871 \text{ lbm/jam}/0,013 \text{ ft}^2$$

$$= 148.688,758 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 0,62/12 = 0,0517 \text{ ft}$$

$$\text{Pada } t_c = 106,88 \text{ } ^\circ\text{F} = 41,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,637 \text{ cp} = 1,541 \text{ lbm/ft.h}$$

$$k = 0,366 \text{ Btu/h.ft.} ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Ret}} &= \frac{D \cdot G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0517 \cdot 148.688,758}{1,541} \\ &= 4.988,563 \end{aligned}$$

$$V = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho} \quad [40, \text{Fig. 25}]$$

$$V = \frac{146.688,758 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}}{3600 \cdot 61,989 \text{ lbm/ft}^3} = 0,657 \text{ ft/s}$$

$$h_i = 1560 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i + \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 1560 + \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 1560,8267 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1560,8267 \times 10,231}{1560,8267 + 10,231} = 10,164$$

$$R_c = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{10,164 - 6,418}{10,164 \times 6,418} = 0,057 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu.}$$

Perhitungan Pressure drop**Shell Side**

Mencari μ pada suhu $T_c = 205,25^\circ\text{F}$
 $= 96,25^\circ\text{C}$

$$G_s = 9.329,751 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\mu = 0,540 \text{ cp} = 1,306 \text{ lbm/ft.h}$$

$$D_e = 0,75 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

[40, Fig. 28]

$$N_{\text{Res}} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 9.329,751 \text{ lbm/jam.ft}^2}{1,306 \text{ lbm/ft.h}}$$

$$= 434,236$$

$$f = 0,0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad [40, \text{Fig. 29}]$$

$$N+1 = 12 \times \frac{L}{B} = 12 \times \frac{16}{1,6} = 120$$

$$D_s = 12 / 12 = 1$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \cdot \frac{0,0009 \times 9.329,751^2 \times 1 \times 120}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,796 \times 1}$$

$$= 0,002 \text{ psi}$$

Tube Side

Untuk $N_{\text{Ret}} = 4.988,563$

$$f = 0,00145$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_t}$$

$$= \frac{0,00145 \times 148.688,758^2 \times 16 \times 4}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 0,796 \times 1}$$

$$= 0,955 \text{ psi}$$

Spesifikasi Kondensor Destilasi :

Tipe exchanger : 2-4 *heat exchanger*

Jumlah tube : 26 *tubes*

Luas perpindahan panas : 68,385 ft²

ID tube : 8 inch

Kecepatan aliran dalam tube : 0,657 ft/s

Pressure drop shell : 0,002 psi

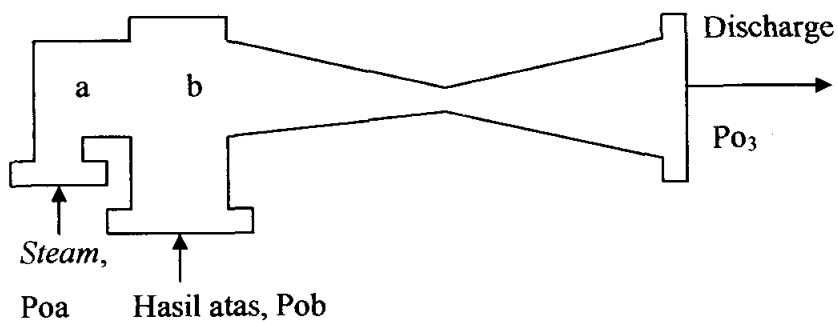
Pressure drop tube : 0,955 psi

Bahan konstruksi : *Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)*

27. Steam Jet Ejector (G-332)

Fungsi: Memvakumkan tekanan dalam kondensor pada kolom destilat (E-331)

Dasar pemilihan: Ekonomis, hampir *maintenance free*



Data:

- Kondisi operasi: $T = 28^{\circ}\text{C}$; $P = 14,7 \text{ psia}$ (1 atm)
- Tekanan dari kondensor (P_{ob}) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan Discharge dari *Steam Jet Ejector* (P_{o3}) = 1 atm = 760 mmHg

Perhitungan:

$$P_{o3}/P_{ob} = 760/760 = 1$$

Tekanan *saturated steam* (200°C) yang digunakan (P_{oa}) = 1544,9 Kpa = 225,6 psia

$$P_{ob}/P_{oa} = 14,7/225,6 = 0,065$$

Dari [30, Fig 10-102] diperoleh:

$$\text{Entrainment Ratio} = W_b/W_a = 6$$

Dimana : W_a = berat *steam* (lbm)

W_b = berat uap yang diserap

$$= \text{massa distilat} + \text{massa refluks} = (1 + 0,831) \text{ massa distilat}$$

$$= 1,831 \cdot (49,701) \text{ kg} = 91,003 \text{ kg} = 200,627 \text{ lbm}$$

$$(W_b/W_a)_{act} = (W_b/W_a) \cdot ((t_a - t_b)/(M_b - M_a))^{0,5}$$

Dimana : t_a = Suhu *saturated steam* = 392°F

$$t_b = \text{Suhu uap yang diserap} = 28^{\circ}\text{C} = 82,4^{\circ}\text{F}$$

$$M_a = \text{Berat molekul steam} = 18,02 \text{ kg/kgmol}$$

$$M_b = \text{Berat molekul rata-rata uap} = 77,655 \text{ kg/kgmol}$$

$$(W_b/W_a)_{act} = 6 \cdot ((392 - 82,4)/(77,655 - 18,02))^{0,5} = 13,671$$

$$W_a = 209,064 / 13,671 = 15,292 \text{ lbm steam} = 6,937 \text{ kg steam (200}^\circ\text{C)}$$

Spesifikasi Steam Jet Ejector:

Berat Uap yang diserap (W_b) : 91,003 kg/jam

Berat steam (W_a) : 6,937 kg steam/jam

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

28. Akumulator (F-333)

Fungsi: Menampung kondensat dari Kondensor Destilasi (E-331)

Tipe: Tangki horisontal dengan *hemispherical head*.

Dasar pemilihan: Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan *surge volume* lebih besar

Data:

- Kondisi: $T = 28^\circ\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$
- Waktu penampungan = 1 jam
- Kapasitas = $1,831 \times 49,701 \text{ kg/jam} = 91,003 \text{ kg/jam}$
 $= 209,064 \text{ lbm/jam}$
- Densitas kondensat = $794,931 \text{ kg/m}^3 = 49,628 \text{ lbm/ft}^3$
- Kapasitas volumetrik = $209,064 / 49,628$
 $= 4,213 \text{ ft}^3/\text{jam}$

- Asumsi: Tangki berisi 80% cairan, maka:

Perhitungan:

$$\text{Volume tangki} = (100/80) \times 4,213 = 5,266 \text{ ft}^3$$

Persamaan tangki silinder dengan *Hemispherical closure*:

$$\text{Asumsi: } L/D_{in} = 1,5;$$

$$V = \pi/4 \cdot D_{in}^2 \cdot L + 0,5 \cdot (2 \times 1/6 \pi \cdot D_{in}^3)$$

$$5,266 = ((1,5/4) \cdot \pi + 1/6 \pi) (D_{in})^3$$

$$D_{in} = 1,457 \text{ ft} \rightarrow \text{diambil } 1,5 \text{ ft}$$

$$L = 1,5 \cdot D_{in} = 2,25 \text{ ft}$$

Tebal Shell:

Dipilih bahan konstruksi *Carbon steel SA-240 Grade C* dengan:

- $F_{ultimate} = 75000 \text{ psi}$

Asumsi: $F_r = 1$ (Tidak dikenakan *stress relief*)

$$F_a = 1 \text{ (tidak dikenakan radiograph)}$$

$$F_s = 0.25 \text{ (} T_{operasi} < 650^\circ\text{F)}$$

$$F_m = 0.92 \text{ (bahan mempunyai Grade C)}$$

- $\text{Allowable Working Stress} = F_{all} = F_u \cdot F_m \cdot F_s \cdot F_a \cdot F_r$

$$= 75000 \times 0.92 \times 0.25 \times 1 \times 1 = 17250 \text{ psi}$$

- $\text{Joint Efficiency} = 85 \%$

- $\text{Corrosion Allowable} = 0,125 \text{ in}$

- Tekanan Tangki = 14,7 psi
- Faktor keamanan (20 %) = 17,64 psi

$$t_s = \frac{P D_{in}}{2 \cdot f \cdot E} + c$$

$$= \frac{17,64 (1,5 \times 12)}{2 \times 17250 \times 0,85} + 0,125$$

$$= 0,141 \text{ in} \rightarrow \text{digunakan tebal plate standar } \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tebal Closure:

Tipe : *Hemispherical*

Bahan : *Carbon steel*

$$t_c = \frac{P D_{in}}{4 \cdot f \cdot E - 0,4 P} + c$$

$$= \frac{17,64 (1,5 \times 12)}{4 \times 17250 \times 0,85 - 0,4 \cdot 17,64} + 0,125$$

$$= 0,130 \text{ in} \rightarrow \text{digunakan tebal plate standar } \frac{3}{16} \text{ in}$$

Panjang Closure:

Diinginkan: tebal head 0,76 in, direncanakan *Straight flange* (S_F) = 1,5 in

$$L_c = t_c + S_f + (12 \times D_{in}/2)$$

$$= \frac{3}{16} + 1,5 + (1,5 \times 12/2)$$

$$= 10,688 \text{ in} = 0,891 \text{ ft}$$

Panjang Tangki:

$$\begin{aligned} L &= 2.L_c + L_s \\ &= 2 \times 0,891 + 2,25 \\ &= 4,032 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi Akumulator:

Kapasitas	: 91,003 kg/jam
Panjang tangki (L)	: 4,03 ft
Diameter tangki (D)	: 1,5 ft
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-240 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit

29. Reboiler Destilasi (E-334)

Fungsi: Menguapkan kembali *bottom product* dari kolom destilasi

Tipe: *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Dasar Pemilihan:

- Luas perpindahan panasnya besar.
- Dapat digunakan untuk tekanan tinggi
- Mempunyai kapasitas aliran yang besar.

Data:

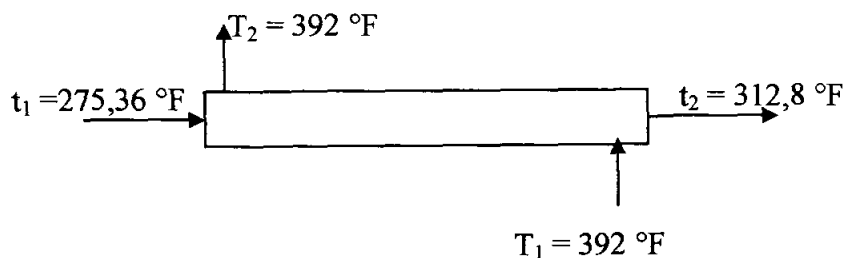
- $T_{\text{liquid masuk}} = 135,2\text{ }^{\circ}\text{C}$, $T_{\text{gas keluar}} = 156\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Dari Neraca Panas dapat diketahui bahwa
 - *Steam* yang digunakan sebagai media pemanas dalam *reboiler* bersuhu 200°C pada tekanan $1.553,8\text{ kPa}$ ($15,335\text{ atm}$) dengan λ_{steam} adalah $1.940,75\text{ kJ/kg}$.
 - $Q_R = 26.377,947\text{ Kkal/jam}$

Perhitungan:**Koefisien Transfer Panas**

$$Q_R = 26.377,947\text{ Kkal/jam} = 109.908,113\text{ kJ/jam} = 104.172,381\text{ btu/jam}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = 1.940,75\text{ kJ/kg}$$

$$m = \frac{Q_R}{\lambda} = \frac{109.908,113\text{ kJ/jam}}{1.940,75\text{ kJ/kg}} = 60,340\text{ kg/jam} = 133,026\text{ lbm/jam}$$



$$\Delta T_1 = T_2 - t_1 = 392 - 275,36 = 116,64\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_2 = T_1 - t_2 = 392 - 312,8 = 79,2\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} = \frac{116,64 - 79,2}{\ln \left(\frac{116,64}{79,2} \right)} = 96,715 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$F_T = 1$ karena salah satu fluida suhunya konstan.

[40, Fig. 19]

$$\Delta T = \Delta T_{LMTD} \times F_T = 96,715 \times 1 = 96,715 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = 392 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{275,36 + 312,8}{2} = 294,08 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{trial} = 32 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Asumsi $\frac{3}{4}$ inch OD, 16 BWG, 1 inch triangular pitch, $L = 10 \text{ ft}$.

$$a'' = 0,1963$$

[40, Tabel 10]

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T} = \frac{104.172,381 \text{ btu/jam}}{32 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 96,715 \text{ } ^\circ\text{F}} = 35,864 \text{ ft}^2$$

$$A = N_t \cdot a'' \cdot L = N_t \cdot 0,1963 \cdot 10$$

$$N_t = 18,270 \text{ tubes}$$

Dari Tabel 9 [40] diperoleh untuk 2-4 *heat exchanger*:

$$ID = 8 \text{ inch} \quad N_t = 30 \text{ tubes}$$

$$U_d \text{ koreksi} \rightarrow A = N_t \cdot a'' \cdot L = 30 \cdot 0,1963 \cdot 10 = 58,89 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta T} = \frac{104.172,381 \text{ btu/jam}}{58,89 \text{ ft}^2 \times 96,715 \text{ } ^\circ\text{F}} = 18,290 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Shell Side

Asumsi $h_o = 160$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \cdot (T_c - t_c) \\
 &= 294,08 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{160}{298,8884 + 160} \cdot (392 - 294,08) \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 328,222 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\Delta t_w = t_w - t_c = 34,142 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari [40, Fig. 15.11] diperoleh $h_o = 51 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Tube Side

$$a't = 0,302 \text{ inch}$$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n} = \frac{30 \cdot 0,302}{144 \cdot 4} = 0,016$$

$$G_t = W/a_t$$

$$= 133,026 \text{ lbm/jam} / 0,016 = 8.457,281 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

$$\text{Pada } t_c = 294,08 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,282 \cdot 2,42 = 0,682 \text{ lbm/ft.hr}$$

$$D = 0,62/12 = 0,0517 \text{ ft}$$

$$L/D = 10/0,0517 = 194,2879$$

$$Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 8.457,281}{0,682 \text{ lbm/ht.hr}} = 640,703$$

$$j_H = 12,5$$

$$k = 0,6836 \text{ W/m.K}$$

$$c = 4,312 \text{ kJ/kg.K}$$

$$h_i = j_H \cdot \frac{k}{D} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 12,5 \frac{0,6836}{0,0517} \left(\frac{4,312 \cdot 0,682}{0,6836} \right)^{1/3} = 268,808$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} = 268,808 \times \frac{0,62}{0,75} = 222,214$$

ϕ_t diabaikan karena beda suhu tidak terlalu tinggi

$$h_{io} = 222,214 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{222,214 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 51 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{(222,214 + 51) \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} = 41,480 \text{ kJ/kg.K}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{25,886 - 18,290}{25,886 \times 18,290} = 0,016$$

Perhitungan *Pressure drop*

Shell Side

Diabaikan

Tube Side

Untuk $Re_t = 640,703$

$$f = 0,00033 \quad [40, \text{Fig. 26}]$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_t} \\ &= \frac{0,00033 \times 8.457,281^2 \times 10 \times 4}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 1 \times 1} \\ &= 0,0003 \text{ psi} \end{aligned}$$

Spesifikasi Reboiler:

Tipe exchanger	: 2-4 <i>heat exchanger</i>
Jumlah tube	: 30 <i>tubes</i>
Luas perpindahan panas	: 35,864 ft ²
ID tube	: 8 inch
<i>Pressure drop</i> tube	: 0,0003 psi
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> tipe 304 (SA-240 Grade S)
Jumlah	: 1 unit

30. Pompa Reboiler (L-335)

Fungsi: Memompa cairan hasil bawah menuju *Reboiler* (E-334).

Tipe: *Rotary pump*

Dasar pemilihan: Cocok memompa cairan dengan viskositas tinggi

Data:

- Kondisi produk dalam keadaan cair jenuh dengan $T = 135,2\text{ }^{\circ}\text{C}$; $P = 1\text{ atm}$
- Dari neraca massa kolom destilasi (D-320), didapatkan bahwa massa produk bawah adalah $101,525\text{ kg/jam} = 0,028\text{ kg/s}$
- $\rho\text{ limonene} = 0,754\text{ g/mL} = 754,089\text{ kg/m}^3$
- $\rho\text{ TBHP} = 0,771\text{ g/mL} = 771,086\text{ kg/m}^3$
- $\rho\text{ limonene oksida} = 922\text{ kg/m}^3$
- Panjang pipa = 5 ft

- Beda ketinggian antara tinggi produk bawah pada kolom destilasi dan tinggi produk dalam *reboiler* = 2 ft.

Perhitungan:

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{m_1}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_1} + \frac{m_2}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_2} + \frac{m_3}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4} \cdot \frac{1}{\rho_3}$$

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = 0,188 \cdot \frac{1}{754,089} + 0,053 \cdot \frac{1}{771,086} + 0,759 \cdot \frac{1}{992}$$

$$\rho_{\text{produk bawah}} = 923,222 \text{ kg/m}^3 = 59,271 \text{ lb/ft}^3$$

μ untuk campuran dihitung dengan:

$$\begin{aligned} \mu &= 0,324 \cdot \rho^{0,5} = (0,324 \cdot (923,222)^{0,5} \cdot 2,42) \text{ lb/ft.jam} \\ &= 23,824 \text{ lb/ft.jam} = 6,618 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Menghitung ukuran pipa

$$\text{Debit campuran produk keluar masuk} = 3,897 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,082 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi: aliran laminar ($N_{Re} < 2100$)

$$\text{ID opt (untuk laminar)} = 3,0 Q_f^{0,36} \mu^{0,18} \quad [31, \text{Pg. 496}]$$

$$= 3,0 \cdot (1,082 \cdot 10^{-3})^{0,36} \cdot (6,618 \cdot 10^{-3})^{0,18} = 0,104 \text{ in}$$

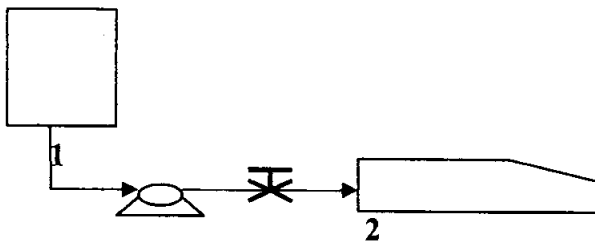
Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran $\frac{1}{8}$ in *schedule* 40

[18, Tabel A.5-1]

- ID = 0,269 in = 0,022 ft
- OD = 0,405 in = 0,034 ft
- A = 0,0004 ft²

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,079 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 2,697 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,022 \cdot 2,697 \cdot 59,271}{6,618 \cdot 10^{-3}} = 531,351 \text{ (laminar)}$$



Menghitung friksi total

Dari [18] Eq. 2.7-28:

$$\frac{1}{2 \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana: $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 2 \text{ ft}$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 0$$

$$v_1 = 0, v_2 = 2,697 \text{ ft/s}$$

Perhitungan ΣF :

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa:

$$K_c = 0,55 (1 - (A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}}))$$

[18, Eq. 2.10-16, Pg. 93]

$A_{\text{pipa}}/A_{\text{tangki}} = 0$; karena A_{tangki} jauh lebih besar dibanding A_{pipa} sehingga:

$$K_c = 0,55$$

Untuk aliran laminar, $\alpha = 0,5$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 0,55 \cdot \frac{2,697^2}{2 \cdot 0,5 \cdot 32,174} = 0,125 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

panjang pipa lurus = 5 ft

Dalam sistem digunakan 1 unit *elbow* 90° dengan $Le/D = 35$, dan 1 unit *gate*

valve dengan $Le/D = 9$ [18, Tabel 2.10-1]

$$Le = ((1 \times 35) + (1 \times 9)) \times 0,022 \text{ ft} = 44 \times 0,022 \text{ ft} = 0,968 \text{ ft}$$

$$\Delta L = \text{panjang total} = 5 + 0,968 \text{ ft} = 5,968 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = \frac{16}{N_{Re}} \quad [18, \text{Pg. 92}]$$

$$= \frac{16}{513,467}$$

$$= 0,031$$

$$F_f = \frac{4 \cdot f \cdot \Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = \frac{4 \cdot 0,031 \cdot 5,968 \cdot 2,697^2}{0,022 \cdot 2 \cdot 32,174} = 3,802 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Friksi karena ekspansi dari pipa ke tangki

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A}{A_1}\right) \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad [18, \text{Pg. 98}]$$

Luas penampang Tangki Penampung Limonene Sementara (A_1) >>> luas penampang pipa (A), sehingga A/A_1 dapat diabaikan. Untuk aliran laminar, $\alpha = 0,5$.

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \\ &= \frac{(2,697 \text{ ft/s})^2}{2 \times 0,5 \times 32,174} \\ &= 0,226 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_{ex} = 0,125 + 3,802 + 0,22 = 4,147 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung power pompa

$$\frac{1}{2,0,5,32,174} \cdot (2,697^2 - 0) + \frac{32,174}{32,174} \cdot 2 + 0 + 4,147 + W_s = 0$$

$$W_s = -6,373 \text{ ft.lbf/lbm} = -19,049 \text{ J/kg} = -19,049 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 18\% \quad [31, \text{Fig. 14-37, Pg. 520}]$$

$$\begin{aligned} \text{brake hp} &= \frac{-w_s \cdot m}{\eta \cdot 0,7457} \\ &= \frac{19,049 \cdot 10^{-3} \cdot 0,028}{0,18 \cdot 0,7457} = 3,974 \cdot 10^{-3} \text{ hp} \end{aligned}$$

Dari [31, Fig. 14-38 p 521], didapatkan efisiensi motor (η_e) = 80%

$$\text{Power} = \frac{\text{brake hp}}{\eta_o} = \frac{3,974 \cdot 10^{-3}}{0,8} = 4,967 \cdot 10^{-3} \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa:

Ukuran pipa : 0,125 in. sch 40

Panjang pipa : 5 ft

Rate aliran pompa: $1,079 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^3/\text{s}$

Power pompa : 0,25 hp

Bahan konstruksi: *Stainless steel*

Jumlah : 1 unit

31. Tangki Penampung Produk (F-340)

Fungsi: Menampung produk limonene dan limonene oksida yang keluar dari Menara Destilasi (H-330) yang merupakan hasil residu dari proses destilasi.

Tipe: Silinder tegak dengan tutup dan alas berupa *plate* datar (rata) di atas tanah.

[30, Pg. 10-138]

Dasar pemilihan:

- Menyimpan bahan berbentuk cair.
- Pemilihan tangki dengan alas berbentuk datar (rata) di atas tanah akan memberikan harga yang minimum.

[30, Pg. 10-138]

Data:

- Kondisi operasi:
 - $T = 28\text{ }^{\circ}\text{C}$ karena produk telah dikondensasi dan didinginkan di dalam Kondensor Destilasi (E-331) setelah keluar dari Menara Destilasi.
 - $P = 1\text{ atm}$.
- Sistem operasi: kontinyu
- Kapasitas:

Dari neraca massa yang keluar dari Menara Destilasi (H-330) didapatkan massa limonene, limonene oksida, dan sedikit TBHP sebanyak 101,525 kg/jam yang masuk ke Tangki Penampung Produk Limonene dan Limonene Oksida (F-340). Tangki dibuat dengan kapasitas penampungan selama 24 jam. Setiap 24 jam sekali, produk akan dikeluarkan untuk dipasarkan.
- Densitas limonene $= 0,8411\text{ g/cm}^3 = 841,1\text{ kg/m}^3$ [14]
- *Specific gravity* limonene oksida $= 0,922$ [50]
- *Specific gravity* TBHP $= 0,935$ [46]
- $1\text{ m}^3 = 35,313\text{ ft}^3$
- Tinggi *shell* (H_s) $= 1,5 \cdot \text{Diameter shell (D)}$ [34, Eq. 5.11, Pg.43]
- Volume tangki penampung $= 1,2 \times \text{volume larutan total}$ [18]

Perhitungan:

Kapasitas tangki $= 24 \times \text{massa (limonene + limonene oksida + TBHP) masuk}$
 tangki

$$= 24 \times (19,082 + 77,033 + 5,410) \text{ kg/jam}$$

$$= 24 \times 101,525 \text{ kg/jam} = 2.436,6 \text{ kg}$$

Specific gravity limonene oksida = 0,922

$$0,922 = \frac{\rho \text{ limonene oksida}}{\rho \text{ air}}$$

$$\rho \text{ limonene oksida} = 0,922 \times 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ limonene oksida} = 922 \text{ kg/m}^3$$

Specific gravity TBHP = 0,935

$$0,935 = \frac{\rho \text{ TBHP}}{\rho \text{ air}}$$

$$\rho \text{ TBHP} = 0,935 \times 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ TBHP} = 935 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{X \text{ limonene}}{\rho \text{ limonene}} + \frac{X \text{ limonene oksida}}{\rho \text{ limonene oksida}} + \frac{X \text{ TBHP}}{\rho \text{ TBHP}}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{0,188}{841,1 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,759}{922 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,053}{935 \text{ kg/m}^3}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{(0,188 \times 922 \times 935) + (0,759 \times 841,1 \times 935) + (0,053 \times 841,1 \times 922)}{841,1 \times 922 \times 935}$$

$$\rho \text{ campuran} = 906,288 \text{ kg/m}^3$$

Volume larutan total = volume campuran

$$= \frac{\text{massa campuran}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{2.436,6 \text{ kg}}{906,288 \text{ kg/m}^3} = 2,689 \text{ m}^3 = 94,941 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume shell} = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot H_s = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot 1,5 D = \left(\frac{\pi}{4}\right) 1,5 \cdot D^3$$

Volume shell = 1,2 x volume larutan total

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) 1,5 \cdot D^3 = 1,2 \times 94,941 \text{ ft}^3$$

$$1,1775 \cdot D^3 = 113,929 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 96,755 \text{ ft}^3$$

$$D = 4,591 \text{ ft} \approx 5 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,5 \cdot D = 6,886 \text{ ft} \approx 7,5 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam shell (H)} = \frac{\text{volume larutan}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2}$$

$$= \frac{94,941 \text{ ft}^3}{\frac{\pi}{4} \cdot (5 \text{ ft})^2} = 4,838 \text{ ft}$$

$$\rho \text{ campuran} = 906,288 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1}{16,0185} \frac{\text{lbm/ft}^3}{\text{kg/m}^3} = 56,578 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= P_{\text{hidrostatik}} = \left(\frac{\rho \times H}{144} \right) \text{ psi} \\
 &= \left(\frac{56,578 \text{ lbm/ft}^3 \times 4,838 \text{ ft}}{144} \right) \\
 &= 1,901 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,5 \times P_{\text{operasi}} = 1,5 \times 1,901 \text{ psi} = 2,851 \text{ psi}$$

Tebal *Shell*

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2 \times (f \cdot E - 0,6P)} + c \quad [34, \text{Eq. 13.1}]$$

$$P: P_{\text{desain}} = 2,851 \text{ psi}$$

$$D_i: 4,591 \text{ ft} = 55,090 \text{ in}$$

$$c : \text{Faktor korosi maksimum} = 3 \text{ mm} = 0,01 \text{ ft} (0,12 \text{ in}) \quad [29]$$

$$f : f_{\text{allowable}} = 18.750 \text{ psi untuk Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)}$$

$$[34, \text{App. D, Pg. 342}]$$

$$E : \text{Tipe sambungan} = \text{double-welded butt joint, dengan welded-joint efficiency}$$

$$= 0,8 \quad [34, \text{Tabel 13.2}]$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{(2,851 \text{ psi}) \times (55,090 \text{ in})}{2 \times ((18.750 \text{ psia} \times 0,8) - (0,6 \times 2,851 \text{ psia}))} + 0,12 \text{ in} \\
 &= 0,125 \text{ in, diambil} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup

Tebal tutup atas = tebal tutup bawah yang berbentuk *plate* datar

$$t_a = \frac{P \cdot D_i}{2 \cdot f \cdot E} + c \quad [34, \text{Pg. 45, Eq. 3.16}]$$

P: P desain = 2,851 psi

Di: 4,591 ft = 55,090 in

c : Faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (0,12 in) [29]

f : *f allowable* = 18.750 psi untuk *Stainless steel* tipe 304 (SA-240 Grade S)

[34, App. D, pg. 342]

E : Tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan *welded-joint efficiency*

= 0,8

[34, Tabel 13.2]

$$t_a = \frac{(2,851 \text{ psi}) \times (55,090 \text{ in})}{2 \times (18.750 \text{ psi}) \times (0,8)} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,125 \text{ in diambil } \approx \frac{3}{16} \text{ in} \quad [34]$$

Spesifikasi Tangki Penampung Produk:

Nama alat : Tangki Penampung Produk

Kapasitas : 2.436,6 kg

Diameter tangki : 5 ft

Tinggi tangki (H *shell*) : 7,5 ft

Tebal <i>shell</i>	: $\frac{3}{16}$ in
Tebal tutup	: $\frac{3}{16}$ in
Tebal alas	: $\frac{3}{16}$ in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel tipe 304 (SA-240 Grade S)</i>
Jumlah	: 1 unit

32. Tangki Penampung TBA dan Aseton (F-350)

Fungsi: Menampung produk TBA, sisa limonene, TBHP, dan aseton yang merupakan produk destilat dari proses destilasi.

Tipe: Silinder tegak dengan tutup dan alas berupa *plate* datar (rata) di atas tanah.

[30, Pg. 10-138]

Dasar pemilihan:

- Menyimpan bahan berbentuk cair.
- Pemilihan tangki dengan alas berbentuk datar (rata) di atas tanah akan memberikan harga yang minimum.

[30, Pg. 10-138]

Data:

- Kondisi operasi: $T = 28^{\circ}\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$
- Sistem operasi: kontinyu
- Kapasitas:

Dari neraca massa yang keluar dari Kolom Destilasi didapatkan massa destilat adalah 49,701 kg/jam yang masuk ke Tangki Penampung TBA dan Aseton (F-350). Tangki dibuat dengan kapasitas penampungan selama 48 jam agar dapat dibuat tangki dengan spesifikasi yang sama dengan Tangki Penampung Limonene dan Limonene Oksida (F-340). Setiap 48 jam sekali, produk akan dikeluarkan untuk dipasarkan.

- Densitas TBA = $0,78 \text{ g/cm}^3 = 780 \text{ kg/m}^3$
- Densitas limonene = $0,8411 \text{ g/cm}^3 = 841,1 \text{ kg/m}^3$
- Densitas aseton = $0,79 \text{ gr/cm}^3 = 790 \text{ kg/m}^3$ [62]
- *Specific gravity* TBHP = 0,935 [8]
- $1 \text{ m}^3 = 35,313 \text{ ft}^3$
- Tinggi *shell* (Hs) = 1,5 . Diameter *shell* (D) [34, Eq. 5.11, Pg. 43]
- Volume tangki penampung = 1,2 x volume larutan total [18]

Perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas tangki} &= 48 \times \text{massa (limonene + TBHP + TBA + aseton) masuk tangki} \\
 &= 48 \times (3,893 + 6,008 + 37,565 + 2,235) \text{ kg/jam} \\
 &= 48 \times 49,701 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.385,648 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Specific gravity limonene oksida = 0,922

$$0,922 = \frac{\rho \text{ limonene oksida}}{\rho \text{ air}}$$

$$\rho \text{ limonene oksida} = 0,922 \times 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ limonene oksida} = 922 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity TBHP} = 0,935$$

$$0,935 = \frac{\rho \text{ TBHP}}{\rho \text{ air}}$$

$$\rho \text{ TBHP} = 0,935 \times 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ TBHP} = 935 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{X \text{ limonene}}{\rho \text{ limonene}} + \frac{X \text{ TBHP}}{\rho \text{ TBHP}} + \frac{X \text{ TBA}}{\rho \text{ TBA}} + \frac{X \text{ aseton}}{\rho \text{ aseton}}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{0,078}{841,1 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,121}{935 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,756}{780 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,045}{790 \text{ kg/m}^3}$$

$$\frac{1}{\rho \text{ campuran}} = \frac{604.939.733,6}{4,8460 \cdot 10^{11}}$$

$$\rho \text{ campuran} = 801,067 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume larutan total} = \text{volume campuran}$$

$$= \frac{\text{massa campuran}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{2.385,648 \text{ kg}}{801,067 \text{ kg/m}^3} = 2,978 \text{ m}^3 = 105,165 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume shell} = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot H_s = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot 1,5 D = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 1,5 \cdot D^3$$

Volume shell = 1,2 x volume larutan total

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot 1,5 \cdot D^3 = 1,2 \times 105,165 \text{ ft}^3$$

$$1,1775 \cdot D^3 = 126,198 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 107,175 \text{ ft}^3$$

$$D = 4,750 \text{ ft} \approx 5 \text{ ft}$$

$$H_s = 1,5 \cdot D = 7,125 \text{ ft} \approx 7,5 \text{ ft}$$

Spesifikasi Tangki Penampung TBA dan Aseton:

Nama alat	: Tangki Penampung TBA dan Aseton
Kapasitas	: 2.385,648 kg
Diameter tangki	: 5 ft
Tinggi tangki (H shell)	: 7,5 ft
Tebal shell	: $\frac{3}{16}$ in
Tebal tutup	: $\frac{3}{16}$ in
Tebal alas	: $\frac{3}{16}$ in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> tipe 304 (SA-240 Grade S)
Jumlah	: 1 unit

APPENDIX D

ANALISA EKONOMI

APPENDIX D

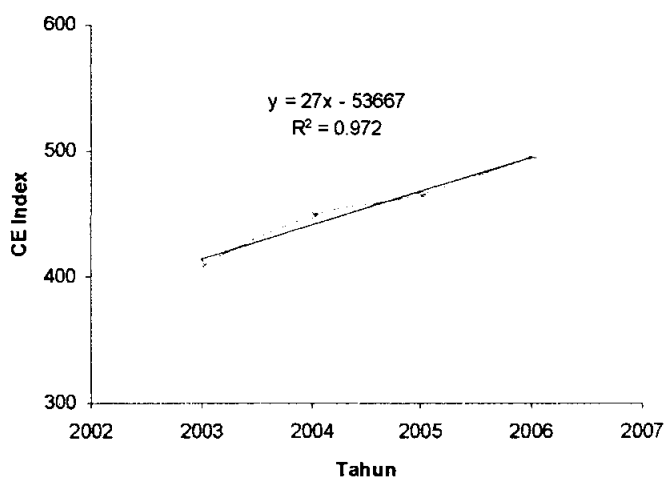
ANALISA EKONOMI

D.1. Perhitungan Harga Peralatan

Harga peralatan yang diketahui adalah harga pada tahun 2007. Pabrik direncanakan untuk didirikan pada tahun 2010 dan pembelian alat dilakukan pula pada tahun 2010. Metode yang digunakan untuk menentukan harga peralatan adalah Metode Cost Index, dengan persamaan:

$$\text{Harga alat tahun A} = \frac{\text{Cost index tahun A}}{\text{Cost index tahun B}} \times \text{Harga alat tahun B}$$

Pada Pra Rencana pabrik ini, digunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CE Index) untuk menghitung harga alat. Harga CE Index pada tahun 2007 dan 2010 dapat diperkirakan dengan menggunakan linearisasi harga-harga CE Index sebelumnya.



Gambar D.1. Hubungan Tahun dan CE index

Persamaan yang didapatkan : $y = 27x - 53667$

dimana, y = CE Index

x = tahun

CE Index untuk tahun 2007 = $(27 \times 2007) - 53667 = 522$

CE Index untuk tahun 2010 = $(27 \times 2010) - 53667 = 603$

Contoh perhitungan alat, digunakan data alat *TrayDryer*

Harga tahun 2007 = Rp. 80.692.500,00

Harga tahun 2010 = $\frac{603}{522} \times \text{Rp } 80.692.500,00 = \text{Rp. } 93.213.750,00$

Dengan cara perhitungan yang sama, didapatkan harga alat yang ditampilkan pada Tabel D.1. dan Tabel D.2.

Tabel D.1. Harga Peralatan Proses

Kode Alat	Nama alat	Jumlah	Harga pada 2010 (Rp.)
F-350	Tangki Penampung Produk Sampingan	1	477.254.400,00
F-340	Tangki Penampung Produk	1	298.284.000,00
H-320	<i>Plate and Frame Filter Press</i>	1	27.342.700,00
L-335	Pompa Reboiler	1	4.671.401,72
F-333	Akumulator	1	63.385.350,00
G-332	<i>Steam Jet Ejector</i>	1	49.714.000,00
E-331	Kondensor	1	133.162.500,00
L-321	Pompa	1	4.671.401,72
D-330	Menara Destilasi	1	117.183.000,00
L-315	Pompa	1	4.671.401,72
F-314	Tangki TBHP	1	230.104.800,00

Kode Alat	Nama alat	Jumlah	Harga pada 2010 (Rp.)
L-313	Pompa	1	4.671.401,72
F-312	Tangki Aseton + Silika	1	144.880.800,00
L-311	Pompa	1	4.671.401,72
R-310	Reaktor	1	310.227.011,72
L-231	Pompa	1	4.671.401,72
F-230	Tangki Penampung Limonene Sementara	1	140.619.600,00
H-220	<i>Settling tank</i> dengan Refrigerasi	1	4.882.625.000,00
G-213	<i>Steam Jet Ejector</i>	1	126.060.500,00
E-212	kondensor Destilasi	1	644.932.620,00
J-211	<i>Bucket elevator</i>	1	97.652.500,00
D-210	Menara Destilasi uap	1	127.836.000.000,00
C-150	<i>Screen</i>	1	470.507.500,00
C-140	<i>Rotary cutter</i>	1	495.897.150,00
D-132	Menara adsorber	1	68.179.200,00
J-131	<i>Bucket Elevator</i>	1	97.652.500,00
B-130	<i>Tray dryer</i>	1	93.213.750,00
J-121	<i>Belt conveyor</i>	1	103.927.974,14
F-120	Tangki pencuci	1	204.182.500,00
E-334	Reboiler destilasi	1	111.856.500,00
Q-133	<i>Heater</i>	7	35.992.293,15

Tabel D.2. Harga Peralatan Utilitas

Nama alat utilitas	Jumlah	Harga pada 2010 (Rp.)
<i>Cooling Tower</i>	1	3.320.739.843,75
<i>Boiler 100°C</i>	1	6.134.629.921,88
<i>Boiler 200°C</i>	1	131.501.297,81
<i>Clarifier</i>	1	1.826.406.914,06
<i>Sand filter</i>	1	122.343.046,88
Tangki Demineralisasi	1	454.417.031,25
Tangki air pengisi boiler	1	332.140.948,28

Nama alat utilitas	Jumlah	Harga pada 2010 (Rp.)
Tangki <i>Refrigerant</i>	1	1.701.418.793,10
Generator	1	15.030.717.187,50
Kompresor <i>Refrigerant</i>	1	10.088.058.093,75
Kondensor <i>Refrigerant</i>	1	3.467.551.500,00
Pompa I	1	263.569.913,79
Pompa II	1	263.569.913,79
Pompa III	1	263.569.913,79
Pompa IV	1	58.986.826,17
Pompa VII	1	36.702.914,06
Pompa VIII	1	65.540.917,97
Pompa IX	1	983.113.769,53
Pompa <i>Submersible</i> 1690 gpm	4	634.282.068,97
Tangki Bahan Bakar	1	2.796.412.500,00

D.2. Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

Harga tanah dan bangunan dihitung dengan menggunakan harga pada tahun 2007. Tanah dan bangunan dibeli terlebih dahulu pada tahun perencanaan, yaitu tahun 2007.

❖ Harga tanah dihitung sebagai berikut:

$$\text{Harga tanah di Pandaan} = \text{Rp } 375.000,00 / \text{m}^2$$

$$\text{Luas tanah} = 34.587,30 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Harga tanah} &= \text{Rp } 375.000,00 / \text{m}^2 \times 34.587,30 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp } 12.970.237.444,04 \end{aligned}$$

❖ Harga bangunan dihitung sebagai berikut:

$$\text{Harga bangunan di Pandaan} = \text{Rp } 1.250.000,00 / \text{m}^2$$

$$\text{Luas bangunan} = 26.048,28 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Harga bangunan} &= \text{Rp } 1.250.000,00 / \text{m}^2 \times 26.048,28 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp } 32.560.346.098,40 \end{aligned}$$

D.3. Perhitungan Biaya Bahan Baku dan Harga Jual Produk

Untuk menghitung biaya bahan baku dan harga jual produk digunakan asumsi bahwa US\$ 1 = Rp 9.275,00

❖ Perhitungan biaya bahan baku

Contoh perhitungan harga bahan baku, digunakan data tetra-butil hidropeksida

$$\text{Harga} = \text{US\$ } 11,35/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan total} = 500.125,92 \text{ kg/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya total} &= 500.125,92 \text{ kg/tahun} \times \text{US\$ } 11,35/\text{kg} \times \text{Rp. } 9.275,00 / \text{US\$} \\ &= \text{Rp. } 52.650.756.228,00 / \text{tahun} \end{aligned}$$

Dengan cara perhitungan yang sama, didapatkan harga bahan baku yang ditampilkan pada Tabel D.3.

Tabel D.3. Daftar Harga Bahan Baku pada Proses Produksi Limonene Oksida

Nama Bahan Baku	Harga (Rp.) / kg	Kebutuhan per tahun (kg)	Harga per tahun (Rp.)
Kulit jeruk	1.000,00	87.600.000,00	87.600.000.000,00
Tetra Butil Hidroperoksida	105.275,00	500.125,92	52.650.756.228,00
Aseton	8.162,00	19.578,60	159.800.533,20
Silika	556,50	6.526,20	3.631.830,30
TOTAL BAHAN BAKU			140.414.188.591,50

❖ Harga jual produk dihitung sebagai berikut:

Harga jual = Rp 13,46 US\$/50 gram

Kapasitas produksi = 674.809,08 kg/tahun.

Penjualan total = 674.809,08 kg/tahun \times 1000 g/kg \times 13,46 US\$/50 g

= 181.595.554,36 US\$/tahun

= Rp. 1.684.298.766.684,61/tahun

D.4. Perhitungan Gaji Karyawan

D.4.1. Karyawan Pabrik

Berdasarkan waktu kerjanya, Pabrik Limonene Oksida dari Bahan Baku Kulit Jeruk Keprok mempekerjakan dua macam karyawan, yaitu:

- Karyawan *shift*

Terdiri dari karyawan proses produksi, utilitas, dan keamanan. Karyawan *shift* ini dibayar berdasarkan jumlah *shift* yang dikerjakannya.

- Karyawan *non-shift*

Terdiri dari karyawan yang bekerja di kantor, laboratorium, kantin, koperasi, *cleaning service*, pesuruh, supir, poliklinik, dan pengawas gudang. Karyawan *non-shift* dibayar tiap bulan sesuai tingkatan kerjanya.

Sedangkan berdasarkan status kerjanya, Pabrik Limonene Oksida dari Bahan Baku Kulit Jeruk Keprok mempekerjakan dua macam karyawan, yaitu :

- Karyawan tetap

Karyawan yang bekerja secara permanen pada Pabrik Limonene Oksida dari Bahan Baku Kulit Jeruk.

- Karyawan kontrak

Karyawan yang bekerja hanya bila dibutuhkan pabrik dan dibayar sesuai dengan jam kerjanya (karyawan honorer). Contohnya : Staf keamanan

D.4.2. *Shift* Pergantian Kerja Karyawan

Untuk karyawan bagian proses, utilitas, dan keamanan dilakukan sistem 3 *shift*/hari yang terdiri atas 4 regu secara bergantian, yaitu regu A, B, C, dan D. *Shift* pergantian kerja dilakukan dengan cara seperti pada Tabel D.4. di bawah ini.

Tabel D.4. *Shift* Pergantian Kerja

Regu	Hari						
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
A	P	P	P		M	M	M
B	S	S		P	P	P	
C	M		S	S	S		P
D		M	M	M		S	S

* Keterangan tabel : P = pagi S = siang M = malam L = libur

Jam pergantian *shift* untuk karyawan bagian proses, pengemasan, dan bagian keamanan berbeda. Untuk karyawan proses dan utilitas, pergantian yang diterapkan adalah :

Shift 1 : 07.00 – 15.00

Shift 2 : 15.00 – 23.00

Shift 3 : 23.00 – 07.00

Untuk karyawan bagian keamanan, pergantian yang diterapkan adalah:

Shift 1 : 06.30 – 14.30

Shift 2 : 14.30 – 22.30

Shift 3 : 22.30 – 06.30

Sedangkan karyawan *non-shift* memiliki jam kerja sebagai berikut :

Senin-Jumat : 07.30 – 16.00

Sabtu : 07.30 – 12.00

Jumlah gaji yang diterima karyawan selama 1 tahun produksi ditetapkan sebanyak 13 kali, termasuk tunjangan hari raya. Perincian perhitungan gaji karyawan ditampilkan pada Tabel D.5.

Tabel D.5. Daftar gaji karyawan tetap

Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp.)
<i>Direktur Utama</i>	1	20.000.000,00
<i>General manajer</i>	1	10.000.000,00
<i>Manajer Personalia + Umum</i>	1	6.000.000,00
<i>Manajer keuangan</i>	1	6.000.000,00
<i>Manajer pemasaran</i>	1	6.000.000,00
<i>Manajer proses</i>	1	6.000.000,00
<i>Kabag HRD dan Administrasi</i>	1	4.000.000,00
<i>Kabag Humas</i>	1	4.000.000,00
<i>Kabag Pengadaan</i>	1	4.000.000,00
<i>Kabag Marketing</i>	1	4.000.000,00

Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp.)
<i>Kabag Sales + Distribusi</i>	1	4.000.000,00
<i>Kabag Proses</i>	1	4.000.000,00
<i>Kabag Permesinan + Maintenance</i>	1	4.000.000,00
<i>Kabag R&D</i>	1	4.000.000,00
<i>Kabag QC</i>	1	4.000.000,00
<i>Supervisor</i>	6	45.000.000,00
<i>Staf HRD + Administrasi</i>	5	7.500.000,00
<i>Staf Humas</i>	3	4.500.000,00
<i>Staf pengadaan</i>		
*Umum	3	4.500.000,00
*Bahan produksi	3	4.500.000,00
<i>Staf keuangan</i>	5	7.500.000,00
<i>Staf pemasaran</i>		
*Marketing	3	4.500.000,00
*Sales dan distribusi	3	4.500.000,00
<i>Staf proses</i>		
*Maintenance	3	6.000.000,00
*R&D	3	6.000.000,00
*Quality control	3	6.000.000,00
<i>Karyawan produksi (Ruang Proses)</i>	60	55.200.000,00
<i>Karyawan produksi (Ruang Utilitas)</i>	28	25.760.000,00
<i>Resepsionis</i>	2	3.000.000,00
<i>Bagian kantin + koperasi</i>	5	2.500.000,00
<i>Bagian cleaning service</i>	15	12.000.000,00
<i>Satpam atau keamanan</i>	16	18.400.000,00
<i>Pesuruh</i>	10	8.000.000,00
<i>Supir</i>	5	6.000.000,00
<i>Poliklinik</i>	2	2.000.000,00
<i>Pengawas gudang</i>	2	2.500.000,00
Total Gaji Per Bulan	200	325.860.000,00

Total gaji per tahun karyawan tetap = 13 x Rp. 325.860.000,00

= Rp. 4.236.180.000,00

Jumlah karyawan kontrak (staf keamanan) adalah 9 orang yang terbagi dalam 3 *shift* dengan waktu seperti yang tertulis di atas. Karyawan kontrak ini hanya bekerja dalam waktu 7 hari per tahun saat libur Idul Fitri.

Gaji per karyawan per *shift* = Rp. 60.000,00

Sehingga gaji total karyawan kontrak = $7 \times 9 \times \text{Rp. } 60.000,00 = \text{Rp. } 3.780.000,00$

Total gaji karyawan per tahun = $\text{Rp. } 4.236.180.000,00 + \text{Rp. } 3.780.000,00$
 $= \text{Rp. } 4.239.960.000,00$

D.5. Perhitungan Biaya Utilitas

Biaya utilitas yang dihitung adalah kebutuhan air, kebutuhan bahan bakar untuk generator dan lainnya.

Contoh perhitungan biaya utilitas :

1. Utilitas air

Untuk pengambilan air dari air tanah dibutuhkan biaya retribusi pada Pemerintah Kota Pasuruan :

Untuk 10m^3 pertama, tarif air = $\text{Rp. } 100,00 / \text{m}^3$

Untuk selanjutnya, tarif air = $\text{Rp. } 200,00 / \text{m}^3$

Kebutuhan air = $8.432.595,00 \text{ m}^3/\text{tahun}$

Sehingga,

Tarif air = $10 \times \text{Rp. } 100,00 + 8.432.585 \times \text{Rp. } 200,00$
 $= \text{Rp. } 1.686.518.000,00$

Biaya utilitas yang lain dapat dihitung dengan cara yang sama dan disajikan pada Tabel D.5.

Tabel D.6. Daftar Biaya Utilitas

Jenis Utilitas	Harga (Rp.)	Kebutuhan per tahun	Harga per tahun
NaCl	222.561,35 (kg)	1.781,54 kg	396.501.509,78
Zeolit	152.264,58 (kg)	727,32 kg	110.745.685,81
IDO	7.500 (L)	30.258.156,00 L	226.936.170.000,00
N ₂ H ₄	799.505,00 (kg)	41.316,14 kg	33.032.459.711,20
Kerikil	12,06 (L)	160,42 L	1.934.312,38
Pasir	27,83 (kg)	32,08 kg	892.759,56
Alum	2.800 (kg)	10.785.176,95	30.198.495.460,00
Etana	148.400 (Gbtu)	1,005 Gbtu	149.142,00
Listrik	466 (kWh)	5.038.591,4 kWh	2.347.983.252,22

